

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Школа Инженерная школа природных ресурсов
Направление подготовки (специальность) 18.03.01. «Химическая технология»
(Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов)
Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

Тема работы
Проектирование установки разделения синтез-газа и метанола-сырца <u>УДК 662.76+661.721: 66.074.1.001.6</u>

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д33	Ахметчев Рамиль Раухатович		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Юрьев Е.М.	к.т.н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Т.Г.	к.э.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Король И.С.	к.х.н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Кузьменко Е.А.	к.т.н.		

Планируемые результаты обучения

Код результата	Результат обучения (выпускник должен быть готов)
<i>Профессиональные компетенции</i>	
P1	Применять базовые и специальные, математические, естественнонаучные, социально-экономические и профессиональные знания в профессиональной деятельности
P2	Применять знания в области современных химических технологий для решения производственных задач
P3	Ставить и решать задачи производственного анализа, связанные с созданием и переработкой материалов с использованием моделирования объектов и процессов химической технологии
P4	Разрабатывать новые технологические процессы, проектировать и использовать новое оборудование химической технологии, проектировать объекты химической технологии в контексте предприятия, общества и окружающей среды
P5	Проводить теоретические и экспериментальные исследования в области современных химических технологий
P6	Внедрять, эксплуатировать и обслуживать современное высокотехнологичное оборудование, обеспечивать его высокую эффективность, выводить на рынок новые материалы , соблюдать правила охраны здоровья и безопасности труда на химико-технологическом производстве, выполнять требования по защите окружающей среды.
<i>Общекультурные компетенции</i>	
P7	Демонстрировать знания социальных, этических и культурных аспектов профессиональной деятельности.
P8	Самостоятельно учиться и непрерывно повышать квалификацию в течение всего периода профессиональной деятельности.
P9	Активно владеть иностранным языком на уровне, позволяющем разрабатывать документацию, презентовать результаты профессиональной деятельности.
P10	Эффективно работать индивидуально и в коллективе, демонстрировать лидерство в инженерной деятельности и инженерном предпринимательстве , ответственность за результаты работы и готовность следовать корпоративной культуре организации.

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Инженерная школа природных ресурсов
Отделение химической инженерии
Направление 18.03.01 Химическая технология
Профиль «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов»
Уровень образования — бакалавриат
Период выполнения — весенний семестр 2017/2018 учебного года

Форма представления работы:

Бакалаврская работа

(Бакалаврская работа, дипломный проект/работа, магистерская диссертация)

**КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы**

Срок сдачи студентом выполненной работы:	29 мая 2018 г.
------------------------------------------	----------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
16.05.2018 г.	Введение. Краткий экономический обзор производства метанола в мире.	10
20.05.2018 г.	Физико-химические основы технологии синтеза метанола. Современные способы получения метанола, реактора синтеза и катализаторы. Теоретические основы расчета разделения газожидкостных смесей. Принципы и подходы к проектированию сепарационного оборудования. Моделирование технологических схем в системе Aspen HYSYS.	20
25.05.2018 г.	Цели и задачи работы. Назначение рекуперативных теплообменников и сепаратора синтез-газа в технологической схеме синтеза метанола. Характеристика потоков, исходящих из отдельного реактора синтеза метанола — результаты расчета на компьютерной программе в соответствии с исходными данными.	20
28.05.2018 г.	Результаты моделирования технологической схемы разделения продуктов в системе Aspen HYSYS: режим работы рекуперативного теплообменника (-ов); выбор типа основного холодильника (-ов); подбор газожидкостного сепаратора разделения синтез-газа и метанола-сырца. Конструктивные размеры оборудования. Состав и свойства продуктов разделения.	40
28.05.2018 г.	Раздел «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение». Раздел «Социальная ответственность». Заключение (выводы).	10

Составил преподаватель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Юрьев Е.М.	к.т.н.		

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д33	Ахметчев Рамиль Раухатович		

СОГЛАСОВАНО:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Кузьменко Е.А.	к.т.н.		

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**



Инженерная школа природных ресурсов
Отделение химической инженерии
Направление 18.03.01 Химическая технология
Профиль «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов»

УТВЕРЖДАЮ:
Руководитель ООП

(Подпись)

(Дата)

Кузьменко Е.А.
(Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ
на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

бакалаврской работы

(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту:

Группа	ФИО
3-2Д33	Ахметчеву Рамилю Раухатовичу

Тема работы:

Проектирование установки разделения синтез-газа и метанола-сырца

Утверждена приказом директора (дата, номер)

Срок сдачи студентом выполненной работы:

29 мая 2018 г.

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе

(наименование объекта исследования или проектирования;
производительность или нагрузка;
режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.);
вид сырья или материал изделия;
требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).

Таблица 1. Технологические параметры для расчета на программе

№	Параметр	Значение
1.	Расход газа, тыс. нм ³ /час	800-1600
2.1	Температура сырья на 1ую полку, °С	200-220
2.2	Температура байпаса, °С	45-60
3.	Давление на входе, атм	65

Таблица 2. Состав газа

	CO	CO ₂	H ₂	N ₂	CH ₄	Диметиловый эфир	H ₂ O	Метанол
Содержание вещества, мольн. %	3	2	82,4	1	11	0	0,1	0,5

Степень отбора метанола в жидкость — не менее 80 %.
Содержание метанола в метаноле-сырце — не менее 80 %.

<p>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов</p> <p><i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> 1) Введение. 2) Краткий экономический обзор производства метанола в мире. 3) Физико-химические основы технологии синтеза метанола; 4) Современные способы получения метанола, реактора синтеза и катализаторы. 5) Теоретические основы расчета разделения газожидкостных смесей. Принципы и подходы к проектированию сепарационного оборудования. 6) Моделирование технологических схем в системе Aspen HYSYS. 7) Цели и задачи работы. Назначение рекуперативных теплообменников и сепаратора синтез-газа в технологической схеме синтеза метанола. 8) Характеристика потоков, исходящих из отдельного реактора синтеза метанола — результаты расчета на компьютерной программе в соответствии с исходными данными. 9) Результаты моделирования технологической схемы разделения продуктов в системе Aspen HYSYS: режим работы рекуперативного теплообменника (-ов); выбор типа основного холодильника (-ов); подбор газожидкостного сепаратора разделения синтез-газа и метанола-сырца. Конструктивные размеры оборудования. 10) Состав и свойства продуктов разделения. 11) Раздел «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение». 12) Раздел «Социальная ответственность». 13) Заключение (выводы).
<p>Перечень графического материала</p> <p><i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> 1) Технологическая схема синтеза метанола на низкотемпературном катализаторе (агрегат М-750 или аналог). 2) Сырье (исходные данные) и продукты (результаты расчета на моделирующей программе) реактора синтеза метанола. 3) Технологическая схема разделения продуктов из реактора синтеза метанола (с учетом варьирования исходных данных). 4) Конструкция газожидкостного сепаратора разделения синтез-газа и метанола-сырца (эскиз). 5) Конструкция рекуперативного теплообменника (эскиз). 6) Конструкция основного холодильника (эскиз).
<p>Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы <i>(с указанием разделов)</i></p>	
<p>Раздел</p>	<p>Консультант</p>
<p>«Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»</p>	<p>Рыжакина Т.Г., к.э.н., доцент отделения социально-гуманитарных наук ШБИП</p>
<p>«Социальная ответственность»</p>	<p>Доцент Король Ирина Степановна</p>
<p>Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:</p> <p>—</p>	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	19 апреля 2018 г.
------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Юрьев Е.М.	к.т.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
З-2Д33	Ахметчев Рамиль Раухатович		

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И
РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа	ФИО
3-2Д33	Ахметчев Рамиль Раухатович

Институт	ОХИ ИШПР	Кафедра	Химическая технология
Уровень образования	Бакалавриат	Направление/специальность	Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:

1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах; анкетирование; опрос.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Разработка устава научно-технического проекта	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение заинтересованных сторон и их ожиданий.
3. Планирование процесса управления НТИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Составление календарного плана проекта. Определение бюджета НТИ
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Проведение оценки экономической эффективности синтеза метанола

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. Сегментирование рынка
2. Оценка конкурентоспособности технических решений
3. Матрица SWOT
4. График проведения и бюджет НТИ
5. Расчёт чистого денежного потока
6. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НТИ

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
------------------------------------------------------	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	Кандидат экономических наук		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д33	Ахметчев Рамиль Раухатович		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
3-2Д33	Ахметчев Рамиль Раухатович

Школа	Инженерная школа природных ресурсов	Отделение школы (НОЦ)	Отделение химической инженерии
Уровень образования	Бакалавр	Направление/специальность	Химическая технология

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	<p>Объект исследования – узел гидрирования синтез газа.</p> <p>Методика – проектирование узла гидрирования синтез газа.</p> <p>Рабочая зона – ООО «Сибметакхим» г Томск.</p> <p>Область применения – нефтегазовая промышленность.</p>
--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Производственная безопасность	<p>1.1 Анализ вредных и опасных факторов, которые могут возникнуть при эксплуатации объекта исследования;</p> <p>1.2 Анализ вредных и опасных факторов, которые могут возникнуть на рабочем месте при проведении исследований;</p> <p>1.3 Обоснование мероприятий по защите исследователя от действия опасных и вредных факторов.</p>
2. Экологическая безопасность:	<p>2.1 Анализ выявления объекта исследования на окружающую среду;</p> <p>2.2 Обоснование мероприятий по защите окружающей среды.</p>
3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях:	<p>3.1 Анализ вероятных ЧС, которые может инициировать объект исследований;</p> <p>3.2 Анализ вероятных ЧС, которые могут возникнуть при проведении исследования;</p> <p>3.3 Обоснование мероприятий по предотвращению ЧС и разработка порядка действий в случае возникновения ЧС.</p>
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности:	<p>4.1 Специальные (характерные для рабочей зоны исследователя) правовые нормы трудового законодательства;</p> <p>4.2 Организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны исследователя.</p>

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
------------------------------------------------------	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Король Ирина Степановна	К.Х.Н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д33	Ахметчев Рамиль Раухатович		

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит 87 с., 18 рис., 26 табл., 19 источников.

Ключевые слова: метанол-сырец, синтез-газ.

Объектом исследования является действующее производство метанола.

Цель работы: спроектировать техническую схему в программном продукте Aspen HYSYS V8.0.

Задача моей работы освоить моделирующую программу, описывающую технологию синтеза метанола, с помощью моделирующей программы провести исследование показателей процесса синтеза метанола от параметров. Спроектировать из синтез-газа метанол-сырец в жидкой фазе с содержанием не менее 80 % метанола, при четырех разных условиях, при разной температуре и расхода синтез-газа в программном продукте Aspen HYSYS V8.0.

Перспективы у данной работы: дальнейшие направления исследования, проектирование сепаратора и теплообменников. В настоящее время все более интенсивно развиваются исследования по поиску новых областей применения метанола с целью получения большого числа химических продуктов из сырья газового происхождения.

ABSTRACT

Final qualifying work contains 87 p., 18 Fig., 26 table., 19 sources.

Key words: raw methanol, synthesis gas.

The object of the study is the current production of methanol.

The task of my work is to master the modeling program that describes the technology of methanol synthesis, using the modeling program to study the parameters of the methanol synthesis process. Get from the synthesis gas methanol-raw in the liquid phase with a content of at least 80 % methanol, under four different conditions, at different temperatures and flow rates of the synthesis gas in the software product Aspen HYSYS V8.0.

The prospects for this work, further research areas, design of separator and heat exchangers, are now increasingly developing research to find new applications of methanol in order to obtain a large number of chemical products from raw materials of oil origin.

Оглавление

Введение.....	Ошибка! Закладка не определена.
1. Физико-химические основы технологии синтеза метанола.	Ошибка! Закладка не определена.
1.1 Катализаторы синтеза метанола	Ошибка! Закладка не определена.
1.1.1 Катализаторы компании «Johnson Matthey Catalysts»	Ошибка! Закладка не определена.
1.1.2 Катализаторы фирмы «Haldor Topsoe».....	Ошибка! Закладка не определена.
2. Современные промышленные способы получения метанола	Ошибка! Закладка не определена.
2.1. Конструктивные типы реактора	Ошибка! Закладка не определена.
2.2. Технологические схемы синтеза метанола.....	29
3. Разделение газожидкостных смесей в химико-технологических процессах.	Ошибка! Закладка не определена.
4. Экспериментальная часть.....	Ошибка! Закладка не определена.
4.1 Расчет выхода продукта из реактора на моделирующей программе	Ошибка! Закладка не определена.
4.2 Проектирование технологической схемы в программном продукте Aspen HYSYS V8.0.....	Ошибка! Закладка не определена.
5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Ошибка! Закладка не определена.
5.1 Анализ эффективности действующего производства	Ошибка! Закладка не определена.
5.2 Организация оплаты труда.....	Ошибка! Закладка не определена.
5.3 Расчет затрат на производство продукции.....	68
5.4 Расчёт цены готовой продукции.....	71
5.5 Вывод:	Ошибка! Закладка не определена.
6. Социальная ответственность	Ошибка! Закладка не определена.
6.1 Производственная безопасность	Ошибка! Закладка не определена.
6.1.1 Анализ вредных и опасных факторов, которые могут возникнуть при эксплуатации объекта исследования.	Ошибка! Закладка не определена.
6.1.2 Анализ вредных и опасных факторов, которые могут возникнуть на рабочем месте при проведении исследований.....	Ошибка! Закладка не определена.

6.1.3 Обоснование мероприятий по защите исследователя от действия опасных и вредных факторов.	Ошибка! Закладка не определена.
6.2 Экологическая безопасность.....	Ошибка! Закладка не определена.
6.2.1 Анализ выявления объекта исследования на окружающую среду ГОСТ 17.1.3.06–82.	Ошибка! Закладка не определена.
6.2.2 Обоснование мероприятий по защите окружающей среды. .	Ошибка! Закладка не определена.
6.3 Безопасность в чрезвычайных ситуациях.	Ошибка! Закладка не определена.
6.3.1 Анализ вероятных ЧС, которые может инициировать объект исследований ГОСТ Р 22.0.07-95.....	Ошибка! Закладка не определена.
6.3.2 Анализ вероятных ЧС, которые могут возникнуть при проведении исследования.	Ошибка! Закладка не определена.3
6.3.3 Обоснование мероприятий по предотвращению ЧС и разработка порядка действий в случае возникновения ЧС.....	Ошибка! Закладка не определена.4
6.4 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности.	Ошибка! Закладка не определена.4
Заключение	Ошибка! Закладка не определена.5
Список использованной литературы.....	Ошибка! Закладка не определена.6

Введение

Метанол является одним из важнейших продуктов органического синтеза. Он находит широкое применение в качестве растворителя, полупродукта при производстве других продуктов (формальдегида, метилметакрилата, метиламина, уксусной кислоты, карбамидных смол и др.) Только на производство формальдегида расходуется 40-50 % общего объема производства метанола.

Кроме того, в последнее время метанол начали широко использовать в качестве сырья для микробиологического синтеза белка, в качестве источника энергии, а также для синтеза компонента моторных топлив - метилтретбутилового эфира - эффективного антидетонатора [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

В настоящее время производство метанола по объему занимает 7-8-е место среди остальных производств органических продуктов.

Впервые метанол был получен при сухой перегонке древесины. В 1923 г. в Германии было пущено первое производство по синтезу метанола из СО и Н₂. Синтез метанола проводили на цинк-хромовом катализаторе при температуре 400 °С и давлении 10 МПа. Аналогичное производство было пущено в США в 1927 году и в СССР в 1934 году.

Длительное время структура потребления метанола была стабильна: 50 % расходовалось на производство формальдегида, по 10 % - на производство диметилтерефталата и в качестве растворителя, 30 % - на синтез других продуктов. Стабильный годовой темп прироста его составлял 7-12 % [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

В последнее время значение метанола резко возросло. Оказалось, что он может помочь в решении многих актуальных проблем энергетики, экологии, обеспечения продуктами питания и т.д., т.к. является универсальным энергоносителем, компонентом и сырьем для получения моторных топлив, высокооктановых добавок, источником углерода для микробиологического синтеза белков, а синтез самого метанола является рациональным путем

утилизации отходов промышленности и жизнедеятельности [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

1. Физико-химические основы технологии синтеза метанола.

Метанол (метиловый спирт) CH_3OH представляет собой бесцветную легкоподвижную жидкость с температурой кипения $64,65^\circ\text{C}$, а температурой кристаллизации $-97,9^\circ\text{C}$ и плотностью $0,792\text{ т/м}^3$. Критическая температура метанола равна $239,65^\circ\text{C}$.

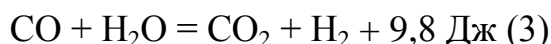
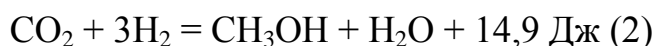
Метанол смешивается во всех отношениях с водой, спиртами, бензолом, ацетоном и другими органическими растворителями, образуя с некоторыми из них азеотропные смеси. Не растворим в алифатических углеводородах. В водных растворах образуется эвтектика, содержащая $93,3\%$ (мол.) метанола. Хорошо растворяет многие газы, в том числе оксиды углерода, ацетилен, этилен и метан, вследствие чего используется в технике для абсорбции примесей из технологических газов.

В твердом состоянии существует в двух кристаллических формах, переходящих одна в другую при $-115,75^\circ\text{C}$. Пары сухого метанола образуют с воздухом взрывчатые смеси с пределами взрываемости: нижний $6,0\%$ (об.) и верхний $34,7\%$ (об.). Метанол токсичен, вызывает отравление через органы дыхания, кожу и при приеме внутрь, действуя на нервную и сосудистую системы. ПДК составляет 5 мг/м^3 . Прием внутрь $5-10\text{ мл}$ приводит к тяжелому отравлению, доза 30 мл и более может быть смертельной.

Метанол - сырье для многих производств органического синтеза. Основное его количество расходуется на получение формальдегида. Он служит промежуточным продуктом в синтезе сложных эфиров органических и неорганических веществ (диметилтерефталата, метилметакрилата, диметилсульфата), пентаэритрита. Его используют в качестве метилирующего средства для получения метиламинов и диметиланилина, карбофоса, хлорофоса и других продуктов. Метанол также используется в качестве растворителя и экстрагента, в энергетических целях как компонент

моторных топлив и для синтеза метил-трет-бутилового эфира, высокооктановой добавки к топливу. В последние годы появились новые перспективные применения метанола, такие как производство уксусной кислоты, очистка сточных вод, синтетическое производство протеина, конверсия в углеводороды с целью получения топлива.

Процесс синтеза метанола характеризуется следующими основными реакциями:



Синтез метанола проводится при температуре (210-290) °С и при давлении около 80 кгс/см² [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Степень превращения исходных газов в метанол за один проход через слой катализатора незначительна, т.к. обе реакции (1) и (2) равновесны, поэтому целесообразно проводить синтез по замкнутому циклу, т.е. с повторной циркуляцией газов через катализатор и с промежуточным выводом воды и метанола из газов циркуляции после каждого прохода их через слой катализатора. Увеличение объемной скорости циркуляции газа ведет к увеличению съема метанола с единицы объема катализатора. Однако при кратности циркуляции более 5 (отношение объема возвратного газа к объему свежего синтез-газа) выход метанола повышается незначительно. При большой кратности циркуляции значительно ухудшается сепарация метанола и воды из циркулирующего газа, что увеличивает унос метанола с газом и возврат его в реактор синтеза.

Вывод метанола из циркулирующего газа по принципу смещения равновесия сдвигает основные реакции вправо, т.е. в сторону получения метанола, поэтому, чем меньше в возвратном газе будет содержаться несконденсированного метанола, тем выше будет производительность катализатора. По этой же причине верхние слои катализатора, куда поступает свежий циркулирующий газ и где наиболее низкая концентрация метанола,

обеспечивают более высокий, чем нижние слои, съём метанола с единицы объема катализатора. В результате эксплуатации реактора постепенно теряется активность верхних слоев катализатора, и больший съём метанола постепенно перемещается в ниже расположенные слои.

Повышение давления процесса синтеза (по принципу смещения равновесия химических реакций) сдвигает основные реакции (1) и (2) вправо, т.е. к образованию метанола. Особенностью применяемого катализатора является то, что его селективность на получение метанола и повышенная активность обеспечивает хороший выход метанола уже при давлении 40 Па но увеличение давления обеспечивает улучшение выхода метанола. Ограничением роста давления является только возможное разрушение гранул катализатора, поэтому максимальное давление 82 Па [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Особенностью синтеза является способность применяемого катализатора обеспечивать хороший выход метанола при относительно низких температурах, однако при температуре менее 200 °С могут образовываться высокомолекулярные углеводороды (парафины). Реакции синтеза метанола экзотермичны, и повышение температуры более 290 °С грозит спеканием катализатора в реакторе синтеза. Оптимальными температурами реакции синтеза являются температуры (210-290) °С [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Экзотермичность реакций синтеза вызывает необходимость промежуточного охлаждения зон синтеза. Для этого весь реакционный слой катализатора разбивается на несколько слоев, причем на вход в каждый слой подается холодный циркулирующий газ ("холодный байпас") для поддержания оптимальной температуры в слое катализатора. При применении свежего (наиболее активного) катализатора хороший выход метанола обеспечивается при температуре (210-215) °С на входе в слой катализатора, а на выходе из него температура может достигать (240-250) °С. В конце срока службы катализатора, когда его активность много ниже,

возникает необходимость повышать температуру на входе в слой катализатора до (240-250) °С, отчего температура на выходе из слоя катализатора достигает (270-290) °С [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Концентрация основных компонентов реакции в циркулирующем газе немаловажна, т.к. скорость образования CH_3OH растет пропорционально концентрации водорода и окиси углерода. В начале срока службы катализатора возможно применение газа с более низким содержанием CO и CO_2 , чем в конце службы.

По мере расходования H_2 и CO в процессе синтеза метанола в систему подается свежий конвертированный газ (или синтез газ), содержащий метан, который инертен к реакциям синтеза метанола. Следовательно, метан может накапливаться в цикле синтеза в процессе рециркуляции газа, что вместе с растущим избытком водорода, азота приведет к замедлению процесса синтеза метанола. Концентрация инертных газов и избыточного водорода в циркулирующем газе регулируется путем постоянной продувки части возвратного газа. Объем продувки определяется двумя факторами: концентрацией инертных в свежем синтез-газе и концентрацией газов в циркулирующем газе до поступления в него свежего синтез-газа. Повышение величины продувки нужно также для удаления избытка водорода, который снижая парциальное давление CO и CO_2 в циркулирующем газе, угнетает течение основных реакций (1) и (2).

Скорость продувки выбирается оптимальной с учетом всех этих факторов. При постоянной циркуляции газа через систему синтеза увеличение продувки ведет к тому, что повышается:

- концентрация CO_2 в цикле;
- съем метанола с единицы объема катализатора;
- концентрация метанола на выходе из реактора;
- доля "холодных" байпасов.

Доля "холодных" байпасов является частью циркуляционного газа, который используется для регулирования температуры в реакторе синтеза

послойно по всей высоте катализатора. Общий объем "холодных" байпасов должен быть не более 60 % от общего объема циркуляции газа.

Активность катализатора в процессе эксплуатации постепенно снижается, так что он эксплуатируется до тех пор, пока можно будет поддерживать производительность установки на проектном уровне 2500 т/сутки по метанолу - ректификату, после чего установка работает с меньшей выдачей метанола, либо производят замену катализатора [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

1.1 Катализаторы синтеза метанола

В последнее время в связи с изменением сырьевой базы (переход на природный газ), совершенствованием методов очистки газа и развитием техники в ряде стран используют цинк-медь-алюминиевые и цинк-медные катализаторы. Катализаторы, имеющие в своем составе медь, более активны, чем цинк-хромовые, причем максимальная активность их наблюдается при 220-260 °С. В силу этой особенности катализаторы на основе меди обычно называют низкотемпературными. Высокая активность их при низких температурах позволяет проводить процесс при давлении ниже 20 МПа, что значительно упрощает аппаратное оформление. Разработан и освоен в промышленном масштабе катализатор СНМ-1 (Северодонецкий низкотемпературный метанольный). Химический состав невосстановленного образца следующий: 52-54 % CuO, 26-28 % ZnO, 5-6 % Al₂O₃, насыпная масса 1,3-1,5 кг/м³, удельная поверхность 80-90 м²/кг, пористость ~50 % [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Необходимо отметить, что медьсодержащие катализаторы по сравнению с цинк-хромовыми обладают малой термостойкостью и более чувствительны к каталитическим ядам. Медьсодержащий катализатор быстро снижает активность при перегревах, а в присутствии сернистых соединений образуется неактивный сульфид меди.

Сырье, используемое для производства низкотемпературных катализаторов, должно содержать минимальное количество примесей,

поскольку наличие последних снижает селективность контакта и ухудшает качество метанола-сырца (особенно жесткие требования предъявляют к содержанию мышьяка, серы и железа).

Поэтому при использовании сырья, загрязненного различными примесями, в том числе и сернистыми соединениями, медьсодержащие катализаторы практически не могут быть применены.

Принимая во внимание разнообразие направлений ТЭК, следует особенно выделить его газовую составляющую. На долю России приходится 30,7 % объемов мировых запасов газа. Для сохранения добычи на современном уровне необходимо осваивать новые месторождения 60-70% от нынешнего объема запасов. Газодобыча уже сейчас демонстрирует высокие темпы развития. Ожидается, что до 2025 г. объемы добычи газа удвоятся. При этом более 60 % всей добычи газа в РФ будет сосредоточено в районах Крайнего Севера, что ставит перед разработчиками газовых месторождений ряд задач. Одна из них касается предотвращения закупорки промысловых и магистральных газопроводов и подземных газохранилищ газовыми гидратами при низких температурах. На сегодняшний день метанол является основным ингибитором гидратообразования, и как следствие без него невозможно стабильная добыча, транспортировка и хранение природного газа. С развитием масштабов добычи газа в районах Крайнего Севера в зонах вечной мерзлоты потребление метанола будет только возрастать. Уже на сегодня потребность в метаноле только ОАО «Газпром» достигает 250 тыс. т/год. Рост потребления метанола сопровождается и увеличением его стоимости. В настоящее время метанол на российском рынке предлагается по цене более 17000 руб./т. Для сравнения в 2003 г. метанол продавался по цене 5000 – 6000 руб./т, а год назад по цене 7000 – 8000 руб./т. Доставка метанола на промыслы Крайнего Севера как минимум удваивает его стоимость, а для некоторых месторождений, в частности Ямала, вообще существует возможность только сезонной его доставки, что приводит к удорожанию доставки в три раза [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

До 1960-х годов метанол синтезировали только на цинк-хромовом катализаторе при температуре 300-400 °С и давлении 25-40 МПа. Впоследствии распространение получил синтез метанола на медьсодержащих катализаторах (медьцинкалюмохромовом, медьцинкалюминиевым или др.) при 200-300 °С и давлении 4-15 МПа.

Современный промышленный метод получения – каталитический синтез из оксида углерода (II) (CO) и водорода (H₂) [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

В производстве метанола катализаторы важны так же, как и сам природный газ. Без них ни один процесс происходить не будет. Кроме того, помимо аппаратного усовершенствования, на оптимизацию процесса влияет тип и качество вторичных веществ, в частности катализаторов, используемых на всех стадиях синтеза метанола. Кратко рассмотрим существующие низкотемпературные катализаторы.

Следует отметить, что производство и разработка катализаторов является сложнейшим технологическим процессом и одной из наиболее наукоемких под отраслей мировой химической промышленности. Постоянно ведутся работы по усовершенствованию уже существующих катализаторов синтеза и разработке новых.

Мировыми лидерами в производстве катализаторов синтеза метанола являются такие крупные и всемирно известные компании, как «Johnson Matthey», купившая катализаторное подразделение «Synetix» у компании «ICI» (в 2002 году) - Великобритания, «Sud-Chemie» AG – Германия, «Haldor Topsøe» – Дания. Катализаторы синтеза метанола, предлагаемые этими компаниями, охватывают почти весь мировой рынок.

В последние годы ведущими мировыми производителями были предложены новые, улучшенные катализаторы синтеза метанола, в частности, МК-121 (Topsøe), Katalko-51-9 (Johnson Matthey), C79-7GL (Süd Chemie).

Эти катализаторы были установлены как на новых мега-установках, так построенных ранее установках небольшой единичной мощности в ходе плановой замены. Так, катализатор C79-7GL (Süd Chemie) был установлен в реакторе CHD от Topsøe, модернизированной версии реактора ICI (1985 г.), на заводе в Аль-Джубраиле (Саудовская Аравия), принадлежащем компании Ibn Sina National Methanol Company. До этого данный катализатор уже был установлен на 9 других заводах, но Ibn Sina National Methanol Company первой использовала его в охлаждаемом реакторе адиабатического типа.

Рассмотрим катализаторы, предлагаемые ведущими мировыми производителями.

1.1.1 Катализаторы компании «Johnson Matthey Catalysts»

Катализаторы компании «Johnson Matthey» серии «Katalco-51» нашли широкое применения в мировой практике синтеза метанола. Новейшими катализаторами являются Katalco-51-8 и Katalco-51-9. В его состав помимо обычного носителя $\text{ZnO-Al}_2\text{O}_3$ входит и оксид магния (MgO), способствующий образованию кристаллитов при приготовлении катализатора и такому их распределению по поверхности носителя, чтобы высокая поверхность меди сохранялась все время службы катализатора. Основное преимущество катализатора состоит в том, что он сохраняет повышенную активность на последних этапах своей службы. После 4 лет использования катализатора производительность установки снижается не более чем на 2,5 %. Этот показатель несколько превосходит показатели существующих аналогов. На последних этапах эксплуатации, по сравнению с большинством аналогов, производительность на этом катализаторе выше примерно на 3,5 %. Катализатор имеет повышенную активность между 1-м и 4-м годами работы. Катализатор, сохранивший повышенную 25 %-ную активность в последний период эксплуатации производит на 2,5 % метанола

больше, чем аналоги, из того же количества сырья [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Катализаторы фирмы «Johnson Matthey» активно применяются на 3-х 17 крупнейших российских производствах метанола – ОАО «Метанол» (Томск), ОАО «Метафракс» (Губаха), ОАО «Тольятти азот». Также катализаторы применялись на ОАО «Акрон» (Новгород). Существующие агрегаты на ОАО «Метанол» и ОАО «Метафракс» практически идентичны. Оба они построены по лицензии компании «ICI» и по проекту, выполненному английской фирмой «Davy McKee».

1.1.2 Катализаторы фирмы «Haldor Topsoe»

Компанией были разработаны и выпущены катализатор синтеза метанола МК-101 (1984 г.) и более новый и совершенный и новый катализатор МК-121 (1999 г.) [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Катализатор МК-101 имеет высокую и стабильную каталитическую активность, что обеспечивает оптимальную эффективность использования углеводородного сырья. Он также обладает высокой селективностью. Рекомендуемый диапазон рабочих температур для него составляет 205-310 °С. Возможно также кратковременное воздействие высоких температур вплоть до 350 °С. Катализатор разработан для рабочих давлений 4-12 МПа, но ими не ограничен [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Термическое старение и агломерация катализатора приводит к медленному естественному снижению каталитической активности. Этот процесс проявляется в наибольшей степени в первый год эксплуатации, после которого катализатор становится стабильным. Ожидаемый срок службы катализатора МК-101 составляет 3-6 лет в зависимости от конструкции агрегата и установленного объема катализатора. В 1999 году компанией был разработан катализатор синтеза метанола МК-121. Данный катализатор обладает на 10 % большей активностью, большей стабильностью

активности, а также большей селективностью (примерно на 15-18 %), чем МК-101 [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

В России катализаторы компании использовались на ОАО «Акрон» (Новгород).

2. Современные промышленные способы получения метанола

Способы получения метилового спирта могут быть различны: сухая перегонка древесины, термическое разложение формиатов, гидрирование метилформиата, омыление метилхлорида, каталитическое неполное окисление метана. Раньше метанол получали сухой перегонкой древесины (древесный спирт), но этот метод полностью вытеснен синтезом из оксида углерода и водорода, осуществленным в крупных масштабах во всех передовых странах. И по причинам технического и главным образом экономического характера промышленное развитие получил метод синтеза метанола из оксида углерода и водорода на гетерогенных катализаторах [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Широкие возможности использования метанола определяются простотой его производства, разнообразием источников сырья (синтез – газ может быть получен переработкой природного газа, угля, тяжелых нефтяных остатков, отходов различных производств, в том числе и самого микробиологического синтеза).

Важным обстоятельством является то, что в условиях его синтеза из различных сырьевых смесей получается продукт высокой степени чистоты. Для синтеза метанола можно применять практически любой газ, содержащий водород и оксиды углерода. Наиболее распространенным сырьем является природный газ. Потенциальным сырьем для получения метанола является диоксид углерода. Суммарные реакции получения метанола из оксидов углерода и водорода описываются уравнениями: (1) и (2).

Независимо от метода получения исходного газа в нем всегда присутствуют оксид углерода и диоксид углерода. Исходный газ может быть

получен практически из любого вида сырья, содержащего углеводороды и углерод, однако в большинстве случаев состав газа необходимо корректировать. Это обеспечивается дополнительными стадиями очистки, дозированием отдельных компонентов и ли смешиванием потоков газов, полученных разными способами. Обычно для получения исходного газа и его подготовки для синтеза метанола применяют парокислородную, паровую, паровую с дозированием диоксида углерода, высокотемпературную и некоторые другие виды конверсии. Вид конверсии определяется технологическими факторами и зависит от состава природного газа.

Промышленные способы получения исходного газа:

- 1) Каталитическая парокислородная конверсия природного газа с дозированием диоксида углерода. Каталитическая конверсия природного газа в шахтных конверторах часто встречается в промышленном производстве метанола, причем она комбинируется с другими методами получения исходного газа. Парокислородная конверсия при атмосферном давлении применяется с дозированием диоксида углерода, выделяющегося в генераторе из раствора моноэтаноламина. В данном случае диоксид углерода используется для смещения равновесия реакции водяного газа.
- 2) Высокотемпературная конверсия метана. Этот процесс можно проводить при любом давлении, так как высокая температура обеспечивает низкое содержание метана в конвертированном газе. Это позволяет создать производства метанола с единым давлением на стадиях подготовки газа и синтеза метанола.
- 3) Каталитическая паровая конверсия природного газа в трубчатых печах с дозированием диоксида углерода. Именно такой способ подготовки природного газа применяется на большинстве агрегатах производства метанола. Поскольку при паровой конверсии объем газа увеличивается, что при последующем сжатии газа приводит к повышению расхода энергии, разработки последних лет основаны на применении конверсии под давлением.

- 4) Комбинированные методы.
- 5) Использование синтез-газа, отходящего от производства ацетилена.
- 6) Газификация жидких и твердых топлив Изучение процесса синтеза метанола на цинк-хромовых катализаторах проводилось многими исследователями. Для достижения максимальной производительности синтез метанола необходимо проводить при наибольших давлениях и объемной скорости газов.

Промышленный синтез метанола из оксидов углерода и водорода при низких температурах (210-270) °С может быть проведен при разных давлениях:

- 1) Синтез под давлением 3,9-5,9 МПа.

Для производства метанола при этом интервале давлений используют медь-цинк-хром оксидный катализатор. Такой катализатор известен под маркой СНМ -1. Очень высокая активность катализатора в начальный период позволяет работать уже при температуре газа на входе в колонну, равной 210 °С, однако со временем активность катализатора снижается. Таким образом, зона максимальной скорости реакции по мере старения катализатора смещается к нижележащим слоям.

- 2) Синтез под давлением 9,8-15,0 МПа.

Температура процесса является одним из важных технологических параметров эксплуатации промышленных производств. Чем активнее катализатор, тем при более низкой температуре образуется метанол с приемлемой скоростью.

- 3) Синтез под давлением 19,6-29,4 МПа.

Увеличение мощности производств метанола под низким давлением затрудняется созданием и транспортированием крупногабаритного оборудования. Повышение давления в системе синтеза метанола приводит к увеличению объемной скорости газа, снижению содержания паров метанола в газах циркуляции и некоторому повышению температуры.

2.1. Конструктивные типы реактора

Реакционный узел при синтезе метанола выполняют по-разному, что зависит от способа отвода тепла и проведения реакции [Ошибка! Источник ссылки не найден.].

Значительное распространение получили трубчатые реакторы (рис. 1), в трубах которых находится катализатор и движется реакционная масса, охлаждаемая кипящим в межтрубном пространстве водным конденсатом.

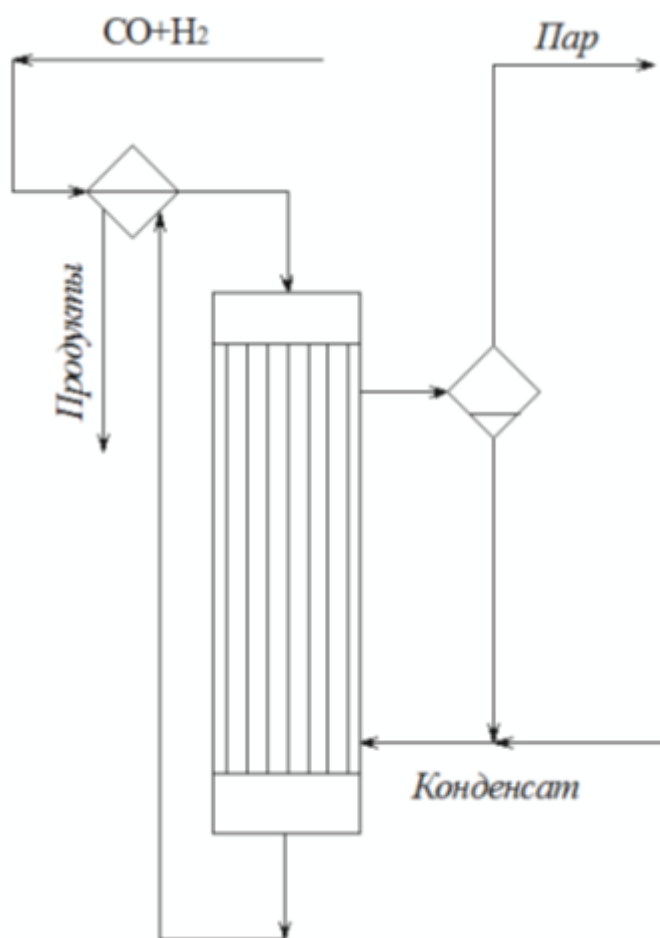


Рис. 1-Трубчатый реактор

Тепло реакционных газов используют для подогрева исходной смеси. В этом случае достигается наиболее высокий эксергический к. п. д. и генерируется около 1 т пара высокого давления на 1 т метанола, но высока металлоемкость аппарата, в котором на реакционное пространство (трубы) приходится лишь небольшая часть общего объема.

В колоннах с насадкой шахтного типа катализатор засыпают по всей высоте аппарата беспорядочно, навалом. Газ после выносных теплообменников поступает в центральную трубу, где размещен электроподогреватель, и затем направляется на катализатор. Холодные байпасы вводят равномерно по всей высоте катализаторной зоны.

Наибольшее распространение получили поэтому адиабатические реакторы с несколькими (обычно с четырьмя) сплошными слоями катализатора (Рис.2).

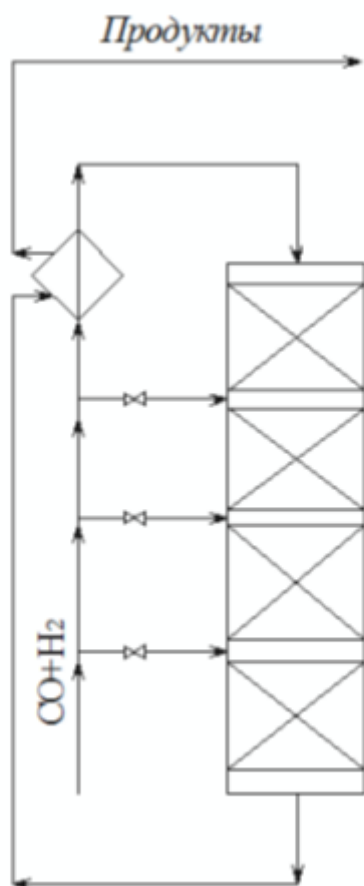


Рисунок 2-Адиабатический реактор с несколькими слоями катализатора

В этих колоннах с не совмещённой полочной насадкой теплообменные устройства отсутствуют, а для съема тепла и регулирования температуры подают холодный синтез-газ между слоями катализатора через специальные ромбические распределители, обеспечивающие эффективное смешение горячего и холодного газа. Профиль температуры в таком реакторе ступенчатый, причем его постепенное повышение в слоях катализатора сменяется резким падением при смешении с холодным газом. Предварительно подогревают лишь часть исходного синтез-газа, а остальное

реакционное тепло утилизируют для получения пара высокого давления. С точки зрения эксергетического к. п. д., более выгодна несколько измененная схема, когда для подогрева исходного газа используют только необходимую часть реакционных газов, а основная их масса идет в котел-утилизатор.

Более эффективна колонна с совмещенной полочной насадкой. Такие колонны просты и надежны в эксплуатации, обеспечивают необходимый температурный режим.

В последнее время появился еще один метод реакций, называемый синтезом в трехфазной системе (рис.3).

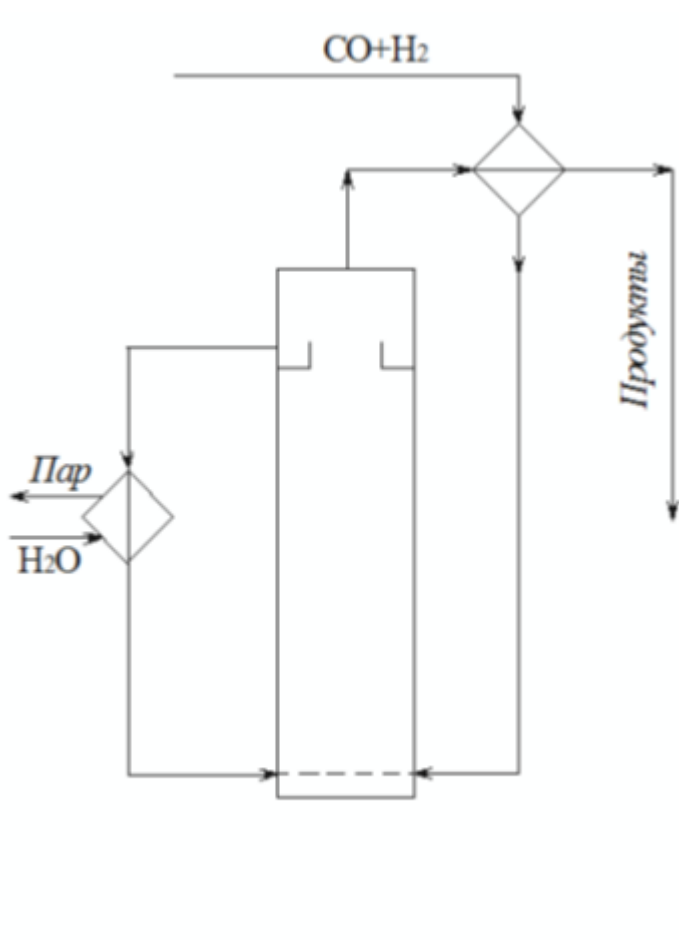


Рисунок 3-Реактор для синтеза в трехфазной системе

Процесс осуществляют в жидкой фазе инертного углеводорода с суспендированным в жидкости гетерогенным катализатором и барботированием синтез-газа через эту суспензию. Тепло реакции отводят за счет циркуляции жидкости через парогенератор или при помощи внутренних теплообменников с кипящим водным конденсатом. Метанол (и часть

углеводорода) уносятся не превращенным синтез-газом; их тепло используют для подогрева исходного газа.

Преимущество этого способа состоит в более благоприятном для синтеза состоянии равновесия при жидкофазной реакции, что позволяет достигнуть концентрации метанола в реакционном газе 15 % (об.) вместо 5 % (об.) при обычном синтезе, доведя степень конверсии синтез-газа до 35 вместо 15 %. Этим снижаются рециркуляция газа и энергетические затраты.

Пар высокого давления, получаемый при утилизации тепла, используют для привода турбокомпрессоров, а мятый пар с турбин расходуют на конверсию углеводородов в синтез-газ и ректификацию продуктов.

Современные производства метанола базируются на проточных реакторах, используемых в циркуляционной системе. Наибольшее распространение получила схема, разработанная фирмой ICI.

Использование циркуляционной системы обеспечивает высокую степень переработки исходного газа, что существенно из-за неблагоприятной термодинамики метанола.

Выбор параметров процесса определяется требованиями высокой селективности и производительности.

2.2. Технологические схемы синтеза метанола.

Для осуществления синтеза метанола используют реакторы разной конструкции. Так, реакторы высокого давления представляют собой цельнокованные аппараты колонного типа, в которых катализатор размещается на полках (5–6 шт.). Причем оптимальным режимом считается изотермический. Достижение такого режима зависит от конструкции насадки колонны. Тем не менее, общим недостатком всех использованных насадок является то, что реальный режим отличается от изотермического. В связи с этим используют комбинированный вариант реактора: сочетание полочной

насадки с дополнительным отводом тепла в верхней части колонны с помощью двойных трубок (трубок Фильда). Этот вариант реактора обеспечивает режим, наиболее приближающийся к изотермическому.

При синтезе метанола в аппаратах колонного типа при низких давлениях температурный режим поддерживают, главным образом, подачей холодного газа. Таким образом, отвод тепла производится не только с помощью рециркуляционных газов, но и с помощью выносных и встроенных теплообменников.

В настоящее время создаются установки по производству метанола больших единичных мощностей (1500–2000 т / сут) на основе энерготехнологического принципа, позволяющего максимально использовать как тепло реакции, так и энергию потоков.

В качестве сырья для производства синтез-газа используют природный газ, нефтезаводские газы, сжиженный газ, нефту.

Схема синтеза метанола с выносным холодильником в колонне применяется, если создаются установки малой и средней единичной мощности (рис. 4).

Исходный газ, очищенный от карбониллов железа и масла, а также осушенный, смешивается с циркуляционным газом и поступает в реактор 4. При этом основная часть исходного газа (80–85 %) поступает в нижнюю часть колонны синтеза для охлаждения корпуса и предотвращения водородной и карбонильной коррозии. Затем этот поток нагревается в теплообменнике 5 до температуры реакции (300–330 °С) реакторной парогазовой смесью и далее поступает в реактор, пройдя электроподогреватель 6. Остальная часть исходного газа (20–25 %) вводится между слоями катализатора в верхнюю часть колонны для поддержания постоянной температуры в слоях катализатора в 300–330 °С.

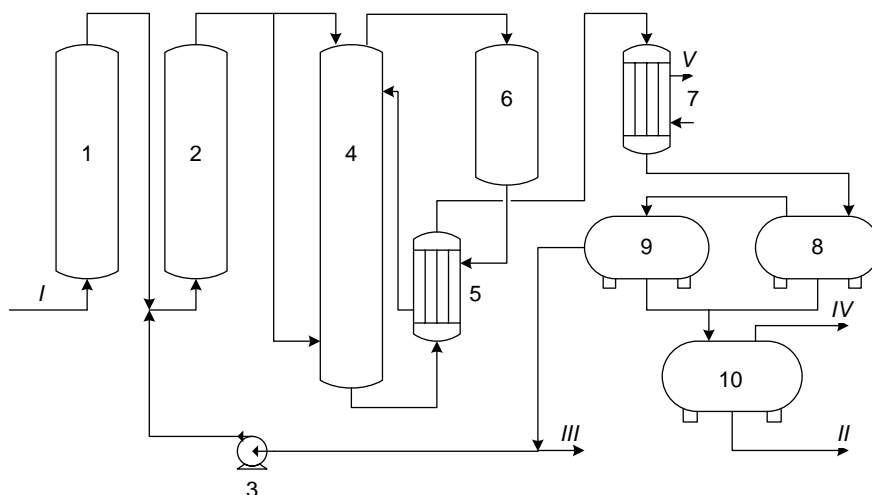


Рисунок 4. – Технологическая схема получения метанола с выносным холодильником: 1, 2 – фильтры; 3 – компрессор; 4 – реактор; 5 – кожухотрубный теплообменник; 6 – электроподогреватель; 7 – конденсатор; 8, 9 – сепараторы; 10 – сборник; I – исходный газ; II – метанол-сырец; III – отдувочные газы; IV – газы; V – вода

Реакторная парогазовая смесь после охлаждения в теплообменнике 5 до температуры 120–140 °С поступает в холодильник-конденсатор 7, где она охлаждается до температуры 30–40 °С. Из охлажденной парогазовой смеси конденсируется часть компонентов. Газожидкостная смесь далее поступает в сепаратор 8, где основная часть жидкости отделяется от газа. Оставшаяся часть жидкости отделяется от газа в сепараторе 9. Конденсат из сепараторов 8 и 9 собирается в сборнике 10, из которого отводятся также растворенные газы. Несконденсированные газы вновь компрессором 3 направляются в реактор 4. Часть этих газов (III) выводится из системы, чтобы в ней не накапливались инертные газы. Основной недостаток этой схемы заключается в том, что в ней плохо используется тепло реакции и потоков.

Третьим в рейтинге мощностей по производству метанола в России является ООО «Сибирская метанольная химическая компания» (ООО «Сибметахим»), расположенное в г. Томске. Производственные мощности предприятия по выпуску метанола составляют 750 тыс./год. В основном ООО «Сибметахим» отгружает метанол на производство формалина, ОАО «Газпром» и на экспорт. В 2006 г. ООО «Сибметахим» было экспортировано

426 тыс. продукта, что на 50,1 % больше показателя предыдущего года. В результате слияния с ОАО «Восток Газпром» Томский завод повысил свою эффективность за счет увеличения глубины переработки газового сырья и полной загрузки метанольного производства. В 2003 г. завод впервые со дня его пуска в эксплуатацию вышел на проектные мощности (753 тыс. метанола в год) [2].

На рис. 5 приведена технологическая схема синтеза метанола при низком давлении, используемая на ООО «Сибметакхим».

Природный газ отделяют от тяжелых углеводородов и компримируют в турбокомпрессоре 1 до 2,5 МПа, после чего направляют на очистку и далее в блок конверсии метана 3. Туда же поступает водяной пар. К метану добавляют небольшое количество CO_2 . Конверсия метана осуществляется при температуре 850–860 °С. После печей конверсии синтез-газ поступает в котел-утилизатор 4, где генерируется пар высокого давления (12 МПа), который затем перегревается и поступает на турбины - привод компрессоров 1 и 11. Если конверсии подвергают тяжелое жидкое сырье, то блок очистки располагается после конверсии, а необходимость в компрессоре 1 отпадает. В последнем случае конверсию проводят при давлении 5,8 МПа, а синтез-газ после очистки не нуждается в дополнительной компрессии и поступает в циркуляционный компрессор 11.

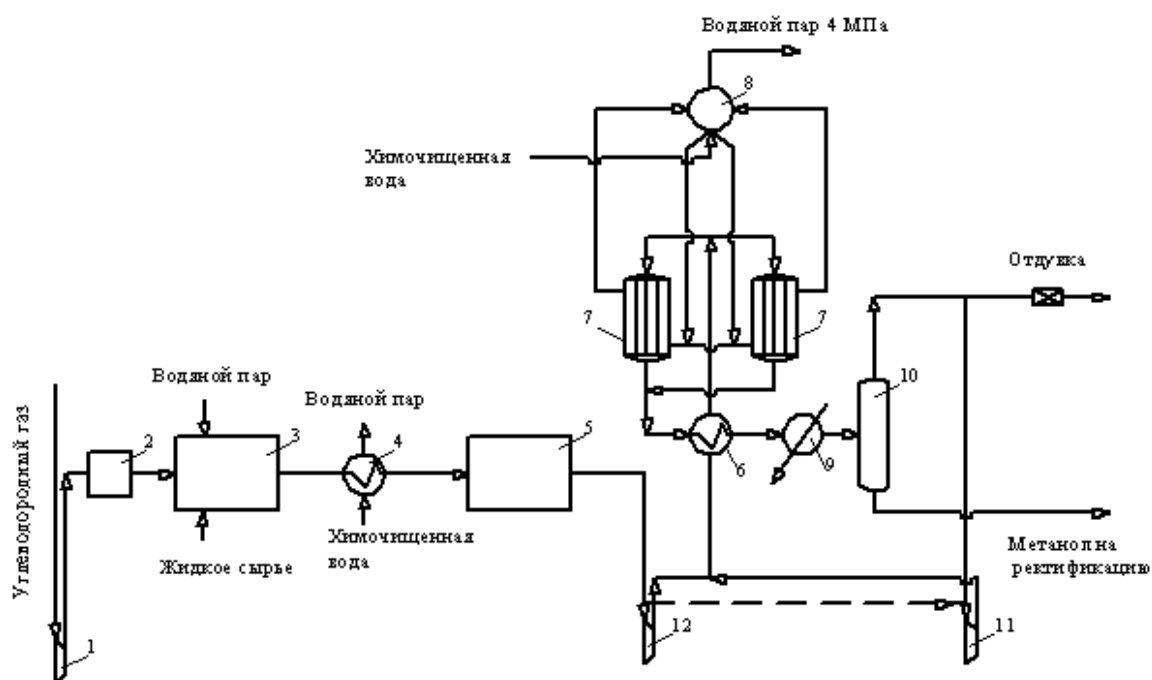


Рисунок 5. Технологическая схема синтеза метанола при низком давлении.

1, 11, 12 – компрессоры; 2 – блок очистки; 3 – блок конверсии метана; 4 – котел-утилизатор; 5 – блок очистки и до охлаждения синтез-газа; 6 – теплообменник; 7 – реакторы синтеза метанола; 8 – паросборник; 9 – холодильник; 10 – газосепаратор в. д.

Синтез-газ, полученный из природного газа, направляют на до охлаждение с целью конденсации воды. Далее синтез-газ дожимается в турбокомпрессоре 12 до 5 - 5,5 МПа, смешивается с циркуляционным газом и через теплообменник 6, обогреваемый горячим реакционным газом, поступает в два параллельно работающих реактора синтеза метанола 7.

Реакторы трубчатого типа охлаждаются циркулирующей в межтрубном пространстве водой. Пар направляется в паросборник 8, куда подается и химически очищенная вода. Конденсат из паросборника вновь поступает в реакторы 7, а водяной пар высокого давления направляется на перегрев и используется в турбинах. Продукты реакции направляются через теплообменник 6, где отдают свое тепло синтез-газу, поступают в конденсатор- холодильник 9 и в газосепаратор 10 для отделения метанола от циркуляционного газа. Последний поступает на прием циркуляционного компрессора 11 и вновь направляется в систему синтеза. Часть газа отдувают для удаления поступающих в систему инертных примесей (главным образом метана и азота). Метанол-сырец из газосепаратора 10 направляется на ректификацию.

Рассмотрим ближе реакторный блок синтез метанола. Принципиальная схема блока синтеза метанола агрегата М-750 приведена на рис. 6.

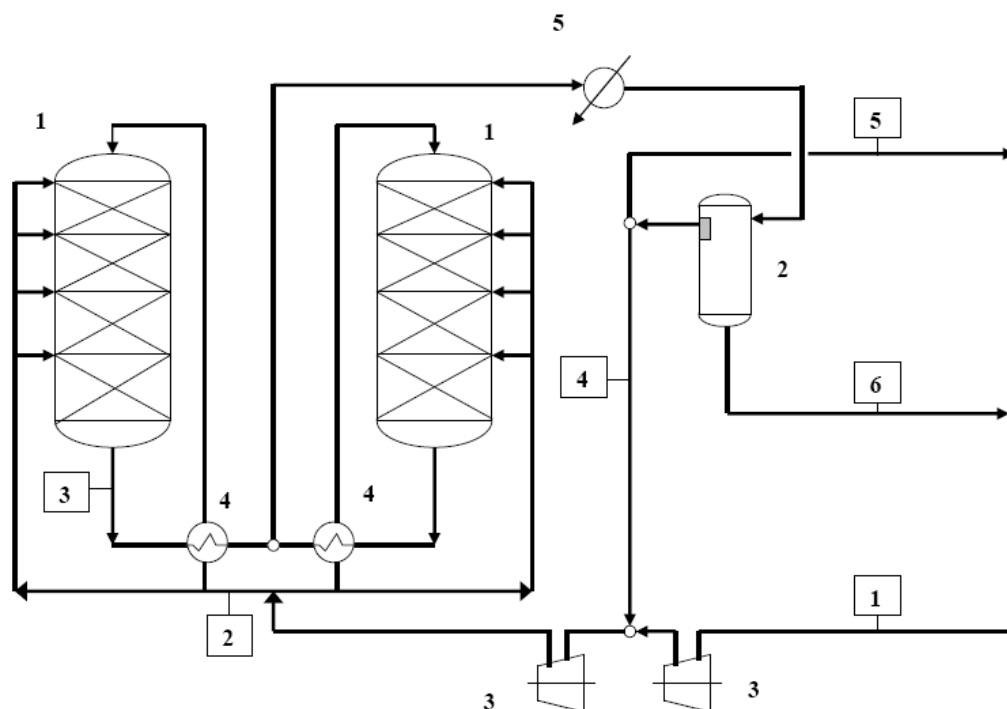


Рисунок 6. Схема блока синтеза метанола типа М-750

1 – реактора синтеза метанола, 2 – сепаратор метанола-сырца, 3 – компрессор, 4- рекуперационные теплообменники, 5 – конденсатор метанола-сырца.

1) свежий синтез-газ на установку, 5) газ на продувку форсунок печей, 6) метанол-сырец.

Исходный синтез-газ (поток 1) смешивается с циркуляционным газом (поток 2) разделяется и поступает в два параллельно работающие четырехполочные адиабатические реактора синтеза метанола 1.

Реактора заполнены низкотемпературным Zn-Cu-Al-катализатором, который условно разделен на четыре части тремя рядами ромбовидных распределителей байпасных потоков, предусмотренных для подачи холодного синтез-газа в слой катализатора для поддержания определенной температуры. После каскада рекуперационных теплообменников 5 потоки, выходящие из реакторов, вновь объединяются и охлаждаются последовательно в воздушном и водяном холодильниках до температуры 40 °С. Охлажденный двухфазный поток поступает в сепаратор 2, где происходит выделение жидкой фазы – метанола-сырца. После сепаратора

циркуляционный газ смешивается со свежим синтез-газом и вновь поступает в реактора. Балансовое количество циркуляционного газа после сепаратора выводится из реакторного блока.

Реактор синтеза метанола приведен на рис 7. Диаметр реактора – 4,38 м, общая площадь сечения – 15,06 м². Высота смесителей – 0,37 м, количество катализатора между распределительными трубами составляет ~0,5 от общего объема смесителя. Кроме этого, учтено, что в нижней половине смесителя катализатор в среднем имеет температуру нижележащего слоя, а в верхней половине – вышележащего.

На рисунке 8 приведена мнемосхема реактора в системе автоматического управления технологическим процессом на рабочем месте оператора ООО «Сибметакхим». На ней видно схематическое устройство внутреннего пространства реактора.

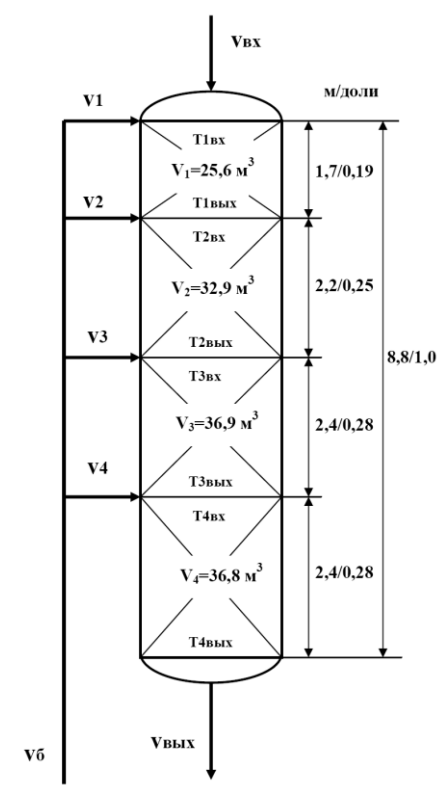


Рисунок 7. Четырехполочный промышленный реактор синтеза метанола агрегата М-750

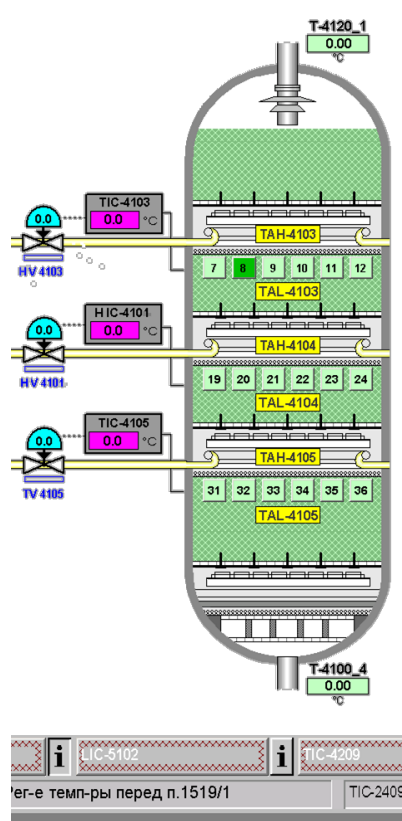


Рисунок 8. Мнемосхема реактора агрегата М-750

Примененные в схеме технологические решения хорошо учитывают физико-химические особенности процесса синтеза метанола. Интенсивная циркуляция обеспечивает большие линейные скорости в реакторах, и, следовательно, снятие диффузионных ограничений, локальных тепловых напряжений, снижает до минимума протекание побочных реакций образования углеводородов. Холодные байпасные потоки поддерживают общий тепловой баланс реакторов и заданный профиль температур в общих пределах 210-270 °С.

Существенное различие в температуре кипения продукта реакции (смесь CH_3OH и H_2O) и остальных компонентов реакционной смеси (CO , CO_2 , H_2) позволяет при температуре ~40 °С достаточно легко выделить метанол-сырец и вновь использовать циркуляционный газ в синтезе. Состав циркуляционного газа в определенных пределах регулируется скоростью циркуляции, нагрузкой по свежему синтез-газу и его составом.

Общая проектная степень переработки сырья (свежий синтез-газ) в продукт (метанол-сырец) (кг/кг) составляет от 0,87 (НК - начало кампании) до 0,82 (КК - конец кампании), что свидетельствует о высоком качестве проектных решений и эффективности технологической схемы в целом.

3.Разделение газожидкостных смесей в химико-технологических процессах.

В химической технологии широко распространены процессы разделения двухфазных газожидкостных систем, в частности, сепарация на составляющие фазы - газ и жидкость.

Сепараторы являются обязательным элементом любой технологической схемы промышленной подготовки нефти и газа на нефтяных и газоконденсатных месторождениях, а также применяются в процессах переработки нефти, газа и газового конденсата.

На рис. 9 представлена схема классификации сепараторов по основным функциональным и конструктивным признакам.

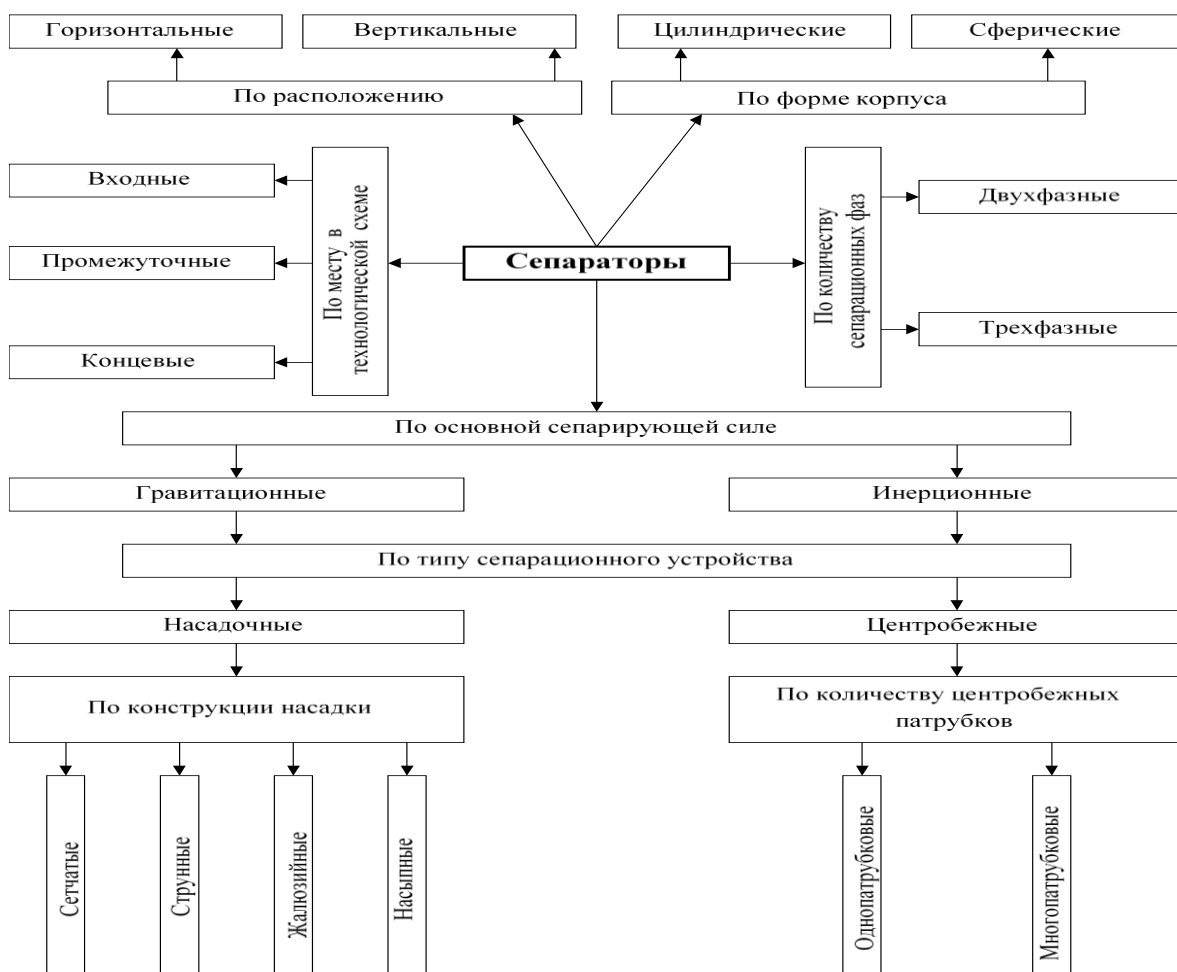


Рис.9 – Классификация сепараторов по основным функциональным и конструктивным признакам.

Сепараторы предназначены для отделения природного газа от конденсата, воды и твердых частиц (отделения нефти от содержащегося в ней газа), а также для синтез метанола.

Сепараторы, как правило, состоят из нескольких секций, каждая из которых выполняет определенные функции (рис.10).



Рисунок 10. Схема вертикального сепаратора.

Основная сепарационная секция. Служит для основного разделения продукции скважины на газ и жидкость. Ввод сырья в секцию осуществляется тангенциально или нормально, но с применением специальных конструкций газоотбойника (дефлектора). Секция ввода газожидкостных смесей обеспечивает максимальное отделение крупнодисперсной фазы, особенно при высоком начальном содержании жидкой фазы, а также равномерный ввод газожидкостной смеси в аппарат, в том числе в секцию окончательной очистки газа от капель жидкости.

Газ, выделившийся из продукции скважины, а также дополнительно под влиянием центробежной силы и в результате изменения направления движения потока жидкости, поднимается вверх и выводится из сепаратора, отделившаяся жидкость опускается вниз.

Осадительная секция. В ней происходит дополнительное выделение пузырьков газа, содержащихся в нефти в состоянии окклюзии, т.е. поглощенные ею или не успевшие из нее выделиться. В осадительной секции происходит выделение газа из нефти, которое усиливается, если нефть будет стекать по одной или нескольким наклонно расположенным плоскостям, называемым дефлекторами, и плавно без брызг сливаться в слой, расположенный в нижней части сепаратора.

Секция сбора жидкости. Служит для сбора жидкости, из которой почти полностью выделился газ при давлении и температуре, поддерживаемых в сепараторе. Однако некоторое количество окклюдированного газа в ней еще имеется. Эта секция может быть подразделена на две, из которых одна – верхняя предназначена для нефти, нижняя – для воды, обе имеют самостоятельные выводы из сепаратора.

Влагоуловительная секция (каплеудаления) . Расположена в верхней части сепаратора. Ее назначение улавливать частицы жидкости, увлекаемые потоком газа. Несмотря на большое разнообразие конструкций сепараторов, их можно условно разделить на два класса в соответствии с физическими принципами разделения газожидкостных смесей: гравитационные и инерционные.

В гравитационных сепараторах, представляющих собой большие горизонтальные или вертикальные емкости, разделение фаз происходит за счет силы тяжести.

Поскольку размеры капель, попадающих в сепаратор из подводящего трубопровода, малы, то для их эффективного удаления из потока только за счет силы тяжести требуется длительное время и, как следствие этого, сепараторы имеют большие размеры.

В инерционных сепараторах разделение фаз происходит за счет сил инерции при обтекании газожидкостной смесью различных препятствий (сеток, струн и т.п.) и при закручивании потока в центробежных патрубках (циклонах).

В современных конструкциях газовых сепараторов используются оба принципа. Степень разделения газожидкостной смеси в сепараторах зависит от расхода газа, термобарических условий, а также от среднего радиуса капель, вносимых в сепаратор с потоком газа из подводящего трубопровода, который, в свою очередь, зависит от параметров трубопровода, а также от наличия установки предварительной конденсации перед сепаратором.

Объем газосепаратора определяется условием пребывания в нем жидкости:

$$V = \tau \cdot v_0, \quad (4)$$

Где V - объем газосепаратора, м^3 ;

τ - время пребывания жидкости, с;

v_0 - объемный расход, $\text{м}^3/\text{с}$.

По объему газосепаратора подбирают тип и марку сепаратора по каталогу.

4. Экспериментальная часть

Цель работы:

1. Освоить моделирующую программу, описывающую технологию синтеза метанола.
2. С помощью моделирующей программы провести исследование показателей процесса синтеза метанола от технологических параметров.
3. Спроектировать из синтез-газа метанол-сырец с содержанием не менее 80% в жидкой фазе и с содержанием не менее 80 % метанола в метаноле-сырце при четырех разных условиях, который был бы рабочим во всех четырех случаях.

4.1 Расчет выхода продукта из реактора на моделирующей программе

Современный подход к разработкам в области химических технологий требует использования компьютерного моделирования технологических процессов и оборудования. При разработках новых технологий, реконструкции или модернизации существующего производства, анализе работы технологических схем необходимо применение математических моделей и компьютерного анализа.

Математическая модель разрабатываемой схемы отражает сущность физико-химических процессов, конструктивные характеристики оборудования, а также технологические связи между элементами схемы. В общем виде такая модель представляет собой систему нелинейных уравнений материальных и тепловых балансов и уравнений функциональных связей. Построение и решение такой системы уравнений невозможно без использования компьютерных моделирующих программ.

Программа расчета синтеза метанола (версия Samal 0.4.2.1)

ВХОД НА ПОЛКУ
Расход, куб.м/ч: 41263 t, град. C: 210
Состав:

CO	CO2	H2	N2	CH4	H2O	MET	DME	Сумма
3.083	2.00	82.483	0.917	10.967	0.077	0.475	0.012	

ВЫХОД С ПОЛКИ
Расход, куб.м/ч: 0 t, град. C: 0
Состав:

CO	CO2	H2	N2	CH4	H2O	MET	DME	Сумма
0	0	0	0	0	0	0	0	

БАЙПАС
Расход, куб.м/ч: Длина полки, м: t, град. C: 50

№	Расход	Длина	Выход метанола
1	155044	1.633	<input type="checkbox"/>
2	179022	2.26	<input type="checkbox"/>
3	184580	1.726	<input type="checkbox"/>
4		3.081	<input type="checkbox"/>

ПАРАМЕТРЫ
Плотн.кат.(насып.): 1.25
Р, кПа: 7100
t макс, сек: 0
Кратность вывода, м: 0.01
Диаметр ап., м: 4.38

ПРОГНОЗНАЯ АКТИВНОСТЬ

	1	2	3	4
Активность	1	1	1	1
Перепад темп-р, К				
Темп-ра входа, град.С				
Темп-ра выхода, град.С				
Шаг прилб. расчета, сут	0.1			
Время прогноза, сут	30			

Эффективность отбора метанола: 89
Эффективность отбора воды: 96

Чтобы скопировать в Excel ВЫДЕЛИТЕ данные для копирования!!!

Максимальный выход метанола
Максимальный выход воды

Вывести метанол в кран...
Обнулить крановые метанола

Рис.11 Основное окно моделирующей программы

Фактически, программа все время считает одну и ту же полку, для нее меняю состав на входе, расход сырья и его температуру. Прочие данные о катализаторе и реакторе, которые, по сути, от полки к полке не меняются, задаю в панели «Параметры».

Чтобы провести расчет одной полки нужно последовательно нажать кнопки «Ввод данных» и «Расчет». При этом в нижней части основного окна программы будет показано, как по длине полки изменяются мольные доли, мольные концентрации, парциальные давления компонентов, а также давление и температура сырья (плюс еще несколько вспомогательных параметров) рис.12:

Расход аэрам. CO	CO2	H2	Мольные доли, %					CO	CO2	Мольные концентрации, моль/л					CO	CO2	Парциальные давления, Па					P, Па	t, °C					
			N2	CH4	H2O	CH3OH	DME			H2	N2	CH4	H2O	CH3OH			DME	H2	N2	CH4	H2O			CH3OH	DME			
1.35	1.52	1.24	80.72	0.96	11.53	0.99	2.97	0.06	0.02555	0.02088	1.35749	0.01621	0.13391	0.01657	0.04994	0.00103	116799	695436	6204960	074109	886369	076214	226260	004738	7686865	277	32.91	1.68169
1.36	1.52	1.24	80.72	0.96	11.53	0.99	2.97	0.06	0.02551	0.02085	1.35733	0.01621	0.13391	0.01673	0.04995	0.00106	116632	695339	6205519	074125	886547	076483	226353	004961	7687857	277	32.91	1.68156
1.37	1.51	1.24	80.72	0.96	11.53	1.00	2.97	0.06	0.02547	0.02083	1.35717	0.01621	0.13391	0.01678	0.04996	0.00109	116465	695242	6206075	074140	886733	076753	226437	004997	7688842	277	32.92	1.68142
1.38	1.51	1.24	80.71	0.96	11.53	1.00	2.97	0.07	0.02543	0.02080	1.35701	0.01621	0.13391	0.01694	0.04996	0.00112	116300	695145	6206632	074156	886918	077026	226512	005137	7689824	277	32.92	1.68129
1.39	1.51	1.24	80.71	0.96	11.53	1.01	2.97	0.07	0.02539	0.02078	1.35685	0.01621	0.13391	0.01690	0.04997	0.00115	116136	695049	6207189	074171	887102	077300	226577	005280	7690804	277	32.92	1.68116
1.40	1.51	1.23	80.71	0.96	11.54	1.01	2.97	0.07	0.02535	0.02075	1.35669	0.01621	0.13391	0.01695	0.04997	0.00118	115974	694954	6207745	074186	887286	077578	226632	005426	7691780	277	32.92	1.68103
1.41	1.51	1.23	80.70	0.96	11.54	1.01	2.97	0.07	0.02531	0.02073	1.35654	0.01621	0.13392	0.01701	0.04997	0.00122	115813	694860	6208301	074201	887469	077857	226678	005576	7692755	277	32.93	1.68089
1.42	1.50	1.23	80.70	0.96	11.54	1.02	2.97	0.07	0.02527	0.02070	1.35638	0.01621	0.13392	0.01707	0.04996	0.00125	115652	694767	6208857	074216	887650	078139	226715	005729	7693726	278	32.93	1.68077
1.43	1.50	1.23	80.70	0.96	11.54	1.02	2.97	0.08	0.02523	0.02068	1.35623	0.01621	0.13392	0.01713	0.04996	0.00129	115494	694675	6209413	074231	887831	078423	226742	005886	7694695	278	32.93	1.68064
1.44	1.50	1.23	80.69	0.96	11.54	1.03	2.97	0.08	0.02519	0.02065	1.35608	0.01621	0.13392	0.01719	0.04996	0.00132	115336	694584	6209969	074246	888012	078710	226769	006046	7695682	278	32.93	1.68051
1.45	1.50	1.23	80.69	0.96	11.54	1.03	2.97	0.08	0.02515	0.02063	1.35593	0.01621	0.13392	0.01725	0.04995	0.00136	115180	694493	6210526	074261	888191	078999	226767	006210	7696627	278	32.94	1.68038
1.46	1.49	1.23	80.69	0.96	11.54	1.03	2.97	0.08	0.02511	0.02061	1.35578	0.01621	0.13392	0.01731	0.04994	0.00139	115024	694404	6211082	074276	888370	079290	226765	006378	7697590	278	32.94	1.68026
1.47	1.49	1.23	80.69	0.96	11.54	1.03	2.97	0.09	0.02507	0.02059	1.35563	0.01621	0.13392	0.01737	0.04992	0.00143	114870	694316	6211639	074291	888548	079584	226763	006549	7698581	278	32.94	1.68014
1.48	1.49	1.22	80.68	0.97	11.54	1.04	2.97	0.09	0.02503	0.02056	1.35548	0.01621	0.13392	0.01743	0.04991	0.00147	114717	694229	6212197	074306	888726	079881	226762	006723	7699569	278	32.95	1.68001
1.49	1.49	1.22	80.68	0.97	11.54	1.04	2.97	0.09	0.02499	0.02054	1.35534	0.01621	0.13392	0.01749	0.04989	0.00151	114565	694143	6212754	074320	888902	080180	226760	006901	7700467	278	32.95	1.67989
1.50	1.49	1.22	80.68	0.97	11.54	1.05	2.97	0.09	0.02495	0.02051	1.35520	0.01621	0.13392	0.01755	0.04987	0.00154	114414	694057	6213313	074335	889079	080482	226759	007083	7701422	278	32.95	1.67977
1.51	1.48	1.22	80.67	0.97	11.55	1.05	2.97	0.09	0.02492	0.02049	1.35505	0.01621	0.13392	0.01762	0.04985	0.00159	114265	693973	6213871	074349	889254	080786	226758	007269	7702376	279	32.95	1.67965
1.52	1.48	1.22	80.67	0.97	11.55	1.05	2.97	0.10	0.02488	0.02047	1.35491	0.01621	0.13392	0.01768	0.04983	0.00163	114116	693889	6214431	074364	889429	081083	226756	007458	7703326	279	32.96	1.67953
1.53	1.48	1.22	80.67	0.97	11.55	1.06	2.97	0.10	0.02484	0.02045	1.35477	0.01621	0.13392	0.01774	0.04980	0.00167	113969	693807	6214991	074378	889603	081403	226755	007651	7704279	279	32.96	1.67941
1.54	1.48	1.22	80.67	0.97	11.55	1.06	2.97	0.10	0.02481	0.02043	1.35463	0.01621	0.13392	0.01781	0.04978	0.00171	113822	693726	6215551	074392	889778	081715	226754	007847	7705228	279	32.96	1.67930
1.55	1.48	1.22	80.66	0.97	11.55	1.06	2.96	0.10	0.02477	0.02041	1.35449	0.01621	0.13392	0.01787	0.04975	0.00175	113676	693645	6216113	074407	889949	082031	226753	008048	7706176	279	32.96	1.67919
1.56	1.47	1.21	80.66	0.97	11.55	1.07	2.96	0.11	0.02473	0.02038	1.35436	0.01621	0.13392	0.01794	0.04972	0.00180	113532	693565	6216675	074421	890121	082349	226752	008252	7707123	279	32.97	1.67907
1.57	1.47	1.21	80.66	0.97	11.55	1.07	2.96	0.11	0.02470	0.02036	1.35422	0.01621	0.13392	0.01801	0.04969	0.00184	113389	693487	6217238	074435	890293	082669	226751	008459	7708069	279	32.97	1.67895
1.58	1.47	1.21	80.66	0.97	11.55	1.08	2.96	0.11	0.02466	0.02034	1.35409	0.01621	0.13392	0.01807	0.04965	0.00189	113246	693409	6217802	074449	890464	082992	226750	008671	7709014	279	32.97	1.67884
1.59	1.47	1.21	80.65	0.97	11.55	1.08	2.96	0.12	0.02463	0.02032	1.35396	0.01621	0.13392	0.01814	0.04961	0.00193	113105	693332	6218367	074463	890635	083318	226749	008886	7709957	279	32.97	1.67873
1.60	1.46	1.21	80.65	0.97	11.55	1.08	2.95	0.12	0.02459	0.02030	1.35383	0.01621	0.13392	0.01821	0.04957	0.00198	112964	693256	6218933	074477	890806	083647	226748	009105	7710900	280	32.98	1.67862
1.61	1.46	1.21	80.65	0.97	11.55	1.09	2.95	0.12	0.02456	0.02028	1.35369	0.01621	0.13392	0.01828	0.04953	0.00203	112825	693181	6219499	074491	890974	083978	226747	009329	7711842	280	32.98	1.67851
1.62	1.46	1.21	80.65	0.97	11.55	1.09	2.95	0.12	0.02452	0.02026	1.35356	0.01621	0.13392	0.01835	0.04949	0.00208	112686	693107	6220067	074505	891143	084313	226746	009555	7712783	280	32.98	1.67840
1.63	1.46	1.21	80.64	0.97	11.55	1.10	2.95	0.13	0.02449	0.02024	1.35343	0.01621	0.13392	0.01842	0.04944	0.00213	112549	693034	6220636	074519	891312	084650	226745	009785	7713723	280	32.98	1.67829
1.64	1.46	1.20	80.64	0.97	11.56	1.10	2.94	0.13	0.02445	0.02022	1.35331	0.01621	0.13392	0.01849	0.04939	0.00218	112412	692961	6221206	074533	891480	084980	226744	010019	7714662	280	32.99	1.67818

Рис.12 Расчет одной полки

Результаты расчета (состав продуктового потока на выходе с полки, его расход и температура) будут выведены в панель «Выход с полки». Далее необходимо передать «выход с полки» на вход следующей полки, подлежащей расчету. Для этого нажимаю кнопку копирования данных.

Эта операция соответствует тому, что происходит в реакторе: продукт с полки попадает в область над нижележащей полкой, в которой смешивается с байпасным потоком. Таким образом, далее необходимо задать смешение с байпасным потоком. Все характеристики байпасных потоков приведены в панели «Байпас» рис.13:

БАЙПАС

Расход, куб.м/ч

Длина полки, м

t, град. С 58

1

1.633

Вывод метанола

2

155044

Вывод метанола

3

179022

Вывод метанола

4

184598

Проектные

Сначала нажимаю "Задать смешение", а потом задаю номер полки!!!

Проверка суммы

Состав

CO

CO2

H2

N2

CH4

H2O

MET

DME

3.069

2.00

82.483

0.917

10.967

0.077

0.475

0.012

Сумма

Рис.13 Байпас

Чтобы смешать потоки нажимаю кнопку «Задать смешение». При этом происходит расчет новых параметров: температуры потока, его состава и расхода. Результаты расчетов передаются на панель «Вход на полку». Последний шаг перед расчетом новой полки – задание ее длины, это делается переключением номера полки. Все, после этого программа готова к расчету следующей полки.

Таким образом, после того как посчитана одна полка, расчет каждой последующей полки представляет собой последовательность действий:

- 1) Нажатие кнопки копирования данных из панели «Выход с полки» в панель «Вход на полку»;
- 2) Нажатие кнопки «Задать смещение»;
- 3) Выбор порядкового номера рассчитываемой полки;
- 4) Нажатие кнопки «Ввод данных»;
- 5) Нажатие кнопки «Расчет».

Кнопка «Кнопка для расчета всего...» заменяет последовательный расчет всех 4 полок реактора типа М-750. В конце расчета в панель «Выход с полки» выводятся данные о потоке из реактора. Этот тип расчета может быть использован для расчета производительности реактора в целом.

Исходные данные к работе.

Таблица 1. Технологические параметры для расчета на программе.

Содержание вещества мольн. %							
СО	СО ₂	Н ₂	СН ₃ ОН	Н ₂ О	Н ₂	СН ₄	ДМЭ
3	2	82,4	0,5	0,1	1	11	0
Расход газа, тыс. нм ³ /час				800-1600			
Температура сырья на 1-ую полку, ° С				200-220			
Температура байпаса, ° С				45-60			
Давление на входе, атм.				65			

Задал разные значения входа на 1 полку (200, 220 °С) и разные значения температуры байпасных потоков 45, 60 °С оценил массовый выход метанола, воды, а также температуры выходного потока из реактора. Свел результаты в таблицу 4.

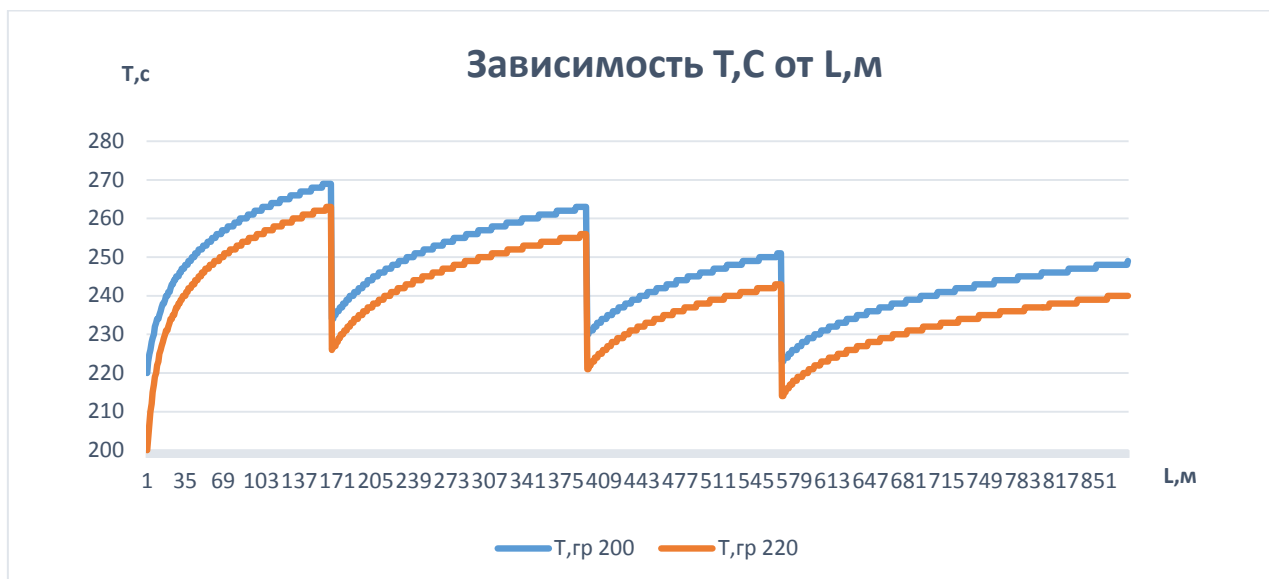


Рис.14 График зависимости температуры и расстояния, при нагрузке по сырью 800 тыс.нм³/час.

Таблица 2. Конечный расчет выхода CH₃OH и H₂O.

Расход и температура	800 тыс.нм ³ /час T=200	800 тыс.нм ³ /час T=220
Метанол	80586 кг/ч	73233 кг/ч
Вода	13746 кг/ч	12161 кг/ч

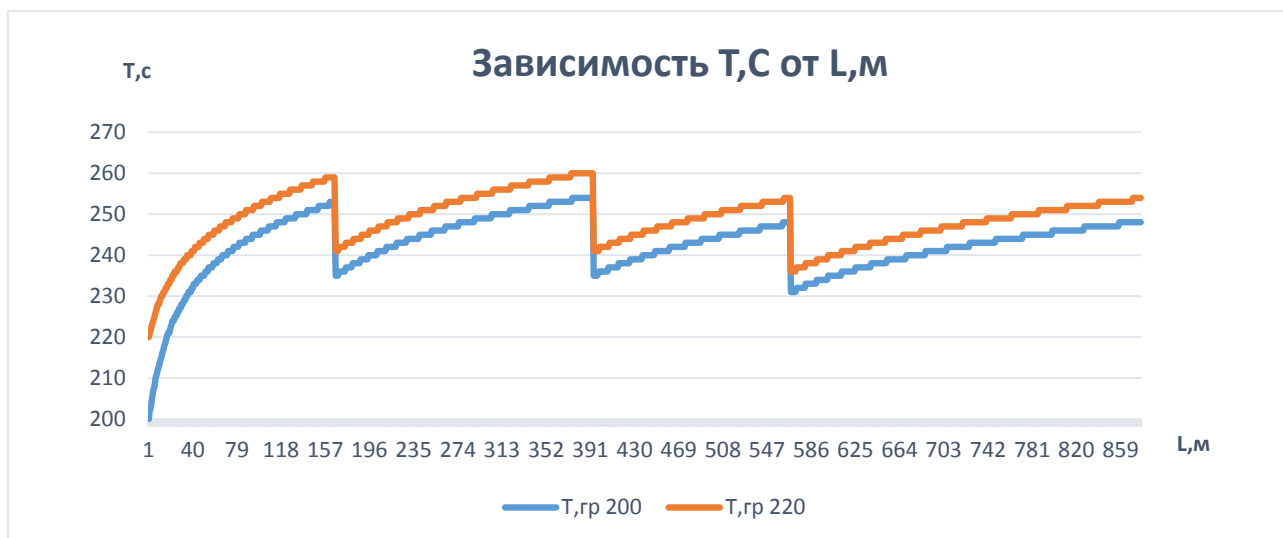


Рис.15 График зависим ости температуры и расстояния при нагрузке по сырью 1600 тыс.нм³/час.

Таблица 3. Конечный расчет выхода CH₃OH и H₂O.

Расход и температура	1600 тыс.нм ³ /час T= 200	1600 тыс.нм ³ /час T=220
Метанола	107429 кг/ч	97304 кг/ч
Вода	17099 кг/ч	15725 кг/ч

Таблица 4. Составы выходных потоков и их расходы при различных режимах.

Расход газа, $\text{нм}^3/\text{ч}$	800000	800000	1600000	1600000
Температура сырья на 1-ую полку реактора, $^{\circ}\text{C}$	200	220	200	220
Температура байпаса, $^{\circ}\text{C}$	45	60	45	60
$V_{\text{расхода}}$, тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$	1218	1229	1986	2003
Температура выхода продукта из реактора, $^{\circ}\text{C}$	240	249	246	254
Давление, кПа	6500	6500	6500	6500
Состав: мольн.				
CO	0,459	0,698	0,857	1,173
CO ₂	0,871	1,025	1,155	1,243
H ₂	79,69	79,99	80,25	80,51
N ₂	1,047	1,073	1,066	1,058
CH ₄	11,89	11,80	11,73	11,63
H ₂ O	1,392	1,231	1,085	0,977
CH ₃ OH	4,641	4,171	3,852	3,400
ДМЭ	0,005	0,003	0,000	0,000

Как можно видеть из полученных результатов, разработанная моделирующая система достаточно точно прогнозирует выход целевого продукта синтеза и остаточные концентрации реагентов, что позволяет говорить об ее адекватности.

С помощью моделирующей системы можно оценить эффективность модернизации технологической схемы производства, а именно организацию вывода газо-продуктовой смеси после некоторых полок реактора для

удаления образующегося метанола с помощью сепарирования или горячего адсорбирования, введения в схему реактора предварительного катализа, увеличения количества реакторов и т. д. Изменение технологической схемы позволит увеличить выход целевого продукта и, в конечном итоге, повысить эффективность производства.

4.2 Проектирование технологической схемы в программном продукте Aspen HYSYS V8.0.

Из таблицы 4, мы видим расчет моделирующей программы, где получены выход продукта из реактора при разных данных.

Для расчета в программе мною были выбраны аппараты рекуперативный теплообменник, три водяных теплообменника и один сепаратор, потому что для получения метанола необходимы эти аппараты.

Рекуперативные теплообменники бывают – противоточные, перекрестные, прямоточные и др. Рекуперативный теплообменник предназначен для того, чтобы обмениваться теплотой продукта с сырьем.

Сепаратор синтез-газа предназначен для разделения газожидкостной смеси на газ и жидкость.

Водяных теплообменников в моей работе установлено три штуки, потому что из расчетов в Aspen HYSYS V8.0 в сепаратор должен поступить продукт с температурой 30 °С, теплообменник предназначен для охлаждения потока продукта.

Для расчета сепаратора и водяных теплообменников будем использовать программный продукт Aspen HYSYS v.8.0.

Создание продуктового потока выхода из реактора при 1218 тыс.нм³/час, 240 °С.

Создадим материальный поток из таблицы 4, задаем компонентный состав, таблица 5.

Таблица 5. Компонентный состав продукта из реактора.

Содержание вещества мольн. %						
H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
79,69	0,459	0,871	1,392	4,641	11,89	1,047

Создание потока рекуперативного теплообменника.

Задаем параметры потока: температура 240 °С, давление 6500 кПа, расход 2436 тыс. нм³/час.

Далее поток из рекуперативного теплообменника переходит в водяной теплообменник, где снижается температура для входа в сепаратор.

Водяной теплообменник 1, вход материального потока в теплообменник T₁ = 160 °С, водяное охлаждение T₂ = 20 °С.

Определение средней разности температур между потока ми и средних температур потоков (T_{ср.}).

$$T_{ср.} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} = 67^\circ\text{C}$$

Где, T₁ – температура входа в теплообменник;

T₂ – температура водяного охлаждения.

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 1.

Водяной теплообменник 2, вход материального потока в теплообменник T₁ = 67 °С, водяное охлаждение T₂ = 20 °С.

$$T_{ср.} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} = 39^\circ\text{C}$$

Где, T₁ – температура входа в теплообменник;

T₂ – температура водяного охлаждения.

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 2.

Водяной теплообменник 3, вход материального потока в теплообменник T₁ = 39 °С, водяное охлаждение T₂ = 20 °С.

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Где, T_1 – температура входа в теплообменник, $^{\circ}\text{C}$;

T_2 – температура водяного охлаждения, $^{\circ}\text{C}$.

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 3.

Далее поток продукта синтез-газа идет в сепаратор, где происходит отделение газа от жидкости. Поток продукта с температурой $28 \text{ }^{\circ}\text{C}$ входит в сепаратор, где массовый расход метанола-сырца в жидкой фазе будет составлять 92 %, а метанола в метаноле-сырце в жидкостной фазе составит 86 %.

Таблица 6 – Материальный баланс сепаратора.

Массовое содержание в жидкой фазе продукта, кг/с							
	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
Вход в сепаратор	123565	8692	27316	13977	99439	136916	21734
Газовая фаза	123539	8690	26899	136	7019	136780	21714
Жидкостная фаза	26	2	416	13840	92419	136	19

Создание потока выхода продукта при 1229 тыс. нм³/час, $249 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Создадим материальный поток из таблицы 4, задаем компонентный состав.

Таблица 7 - Компонентный состав продукта из реактора.

Содержание вещества мольн. %						
H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
79,99	0,698	1,025	1,231	4,171	11,80	1,073

Создание потока рекуперативного теплообменника.

Задаем параметры потока: температура $249 \text{ }^{\circ}\text{C}$, давление 6500 кПа, расход 2458 тыс. нм³/час.

Далее поток из рекуперативного теплообменника переходит в водяной теплообменник, где снижается температура для входа в сепаратор.

Водяной теплообменник 1, вход материального потока в теплообменник $T_1 = 169\text{ }^{\circ}\text{C}$, водяное охлаждение $T_2 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Определение средней разности температур между потоками и средних температур потоков ($T_{\text{ср.}}$).

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} = 70^{\circ}\text{C}$$

Где, T_1 – температура входа в теплообменник, $^{\circ}\text{C}$;

T_2 – температура водяного охлаждения, $^{\circ}\text{C}$.

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 1.

Водяной теплообменник 2, вход материального потока в теплообменник $T_1 = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$, водяное охлаждение $T_2 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} = 39^{\circ}\text{C}$$

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 2.

Водяной теплообменник 3, вход материального потока в теплообменник $T_1 = 39\text{ }^{\circ}\text{C}$, водяное охлаждение $T_2 = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} = 28^{\circ}\text{C}$$

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 3.

Далее поток продукта синтез-газа идет в сепаратор, где происходит отделение газа от жидкости. Поток продукта с температурой $28\text{ }^{\circ}\text{C}$ входит в сепаратор, где массовый поток метанола сырца в жидкой фазе будет составлять 93 %, а метанола в метаноле-сырце в жидкостной фазе составит 86 %.

Таблица 8 – Материальный баланс сепаратора.

Массовое содержание в жидкой фазе продукта, кг/с							
	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
Вход в сепаратор	125897	13285	3478	14240	101316	139500	22144
Газовая фаза	125870	13281	3425	136	7087	139361	22124
Жидкостная фаза	26	4	53	14103	94228	139	20

Создание потока выхода продукта при 1986 тыс. нм³/час, 246 °С.

Создадим материальный поток из таблицы 4, задаем компонентный состав.

Таблица 9 - Компонентный состав продукта из реактора.

Содержание вещества мольн. %						
H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
80,25	0,857	1,155	1,085	3,852	11,73	1,066

Создание потока рекуперативного теплообменника.

Задаем параметры потока: температура 246 °С, давление 6500 кПа, расход 3972 тыс. нм³/час.

Далее поток из рекуперативного теплообменника переходит в водяной теплообменник, где снижается температура для входа в сепаратор.

Водяной теплообменник 1, вход материального потока в теплообменник T₁ = 166 °С, водяное охлаждение T₂ = 20 °С.

Определение средней разности температур между потоками и средних температур потоков (T_{ср.}).

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{T_1}{T_2} \right)} = 69^\circ\text{C}$$

Где, T₁ – температура входа в теплообменник, °С;

T₂ – температура водяного охлаждения, °С.

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 1.

Водяной теплообменник 2, вход материального потока в теплообменник T₁ = 69 °С, водяное охлаждение T₂ = 20 °С.

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{T_1}{T_2} \right)} = 40^\circ\text{C}$$

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 2.

Водяной теплообменник 3, вход материального потока в теплообменник $T_1 = 40^\circ\text{C}$, водяное охлаждение $T_2 = 20^\circ\text{C}$.

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{T_1}{T_2} \right)} = 29^\circ\text{C}$$

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 3.

Далее поток продукта синтез-газа идет в сепаратор, где происходит отделение газа от жидкости. Поток продукта с температурой 29°C входит в сепаратор, где массовый поток метанола сырца в жидкой фазе будет составлять 90 %, а метанола в метаноле-сырце в жидкостной фазе составит 82 %.

Таблица 10 – Материальный баланс сепаратора.

Массовое содержание в жидкой фазе продукта, кг/с							
	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
Вход в сепаратор	188118	261377	51333	21013	112122	205838	32674
Газовая фаза	188094	261326	50839	302	10866	205742	32656
Жидкостная фаза	24	51	493	20710	101255	96	18

Создание потока выхода продукта при 2003 тыс. нм³/час, 254°C .

Создадим материальный поток, из таблицы 4, задаем компонентный состав.

Таблица 11 - Компонентный состав продукта из реактора.

Содержание вещества мольн. %						
H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
80,51	1,173	1,243	0,977	3,40	11,63	1,058

Создание потока рекуперативного теплообменника.

Задаем параметры потока: температура 254 °С, давление 6500 кПа, расход 4006 тыс. нм³/час.

Далее поток из рекуперативного теплообменника переходит в водяной теплообменник, где снижается температура для входа в сепаратор.

Водяной теплообменник 1, вход материального потока в теплообменник $T_1 = 166$ °С, водяное охлаждение $T_2 = 20$ °С.

Определение средней разности температур между потоками и средних температур потоков ($T_{\text{ср.}}$).

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{T_1}{T_2} \right)} = 73^\circ\text{C}$$

Где, T_1 – температура входа в теплообменник, °С;

T_2 – температура водяного охлаждения, °С.

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 1.

Водяной теплообменник 2, вход материального потока в теплообменник $T_1 = 73$ °С, водяное охлаждение $T_2 = 20$ °С.

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{T_1}{T_2} \right)} = 41^\circ\text{C}$$

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 2.

Водяной теплообменник 3, вход материального потока в теплообменник $T_1 = 41$ °С, водяное охлаждение $T_2 = 20$ °С.

$$T_{\text{ср.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{T_1}{T_2} \right)} = 29^\circ\text{C}$$

Отсюда получаем температуру выхода продукта теплообменника 3.

Далее поток продукта синтез-газа идет в сепаратор, где происходит отделение газа от жидкости. Поток продукта с температурой 29 °С входит в

сепаратор, где массовый поток металла сырца в жидкой фазе будет составлять 91 %, а метанола в метаноле-сырце в жидкостной фазе составит 84 %.

Таблица 12 – Материальный баланс сепаратора.

Массовое содержание в жидкой фазе продукта, кг/с							
	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₃ OH	CH ₄	N ₂
Вход в сепаратор	209857	3644	5726	21097	125078	229624	36450
Газовая фаза	209826	3600	5664	268	11113	229489	36427
Жидкостная фаза	30	44	62	20828	113965	135	22

В ходе работы с программой Aspen HYSYS V8.0, мною были рассмотрены разные режимы работы аппаратуры получения метанола сырца из синтез – газа, в таблице 13 приведены данные выхода метанола-сырца и содержание метанола в метаноле-сырце.

Таблица 13 – Содержание продукта в жидкостной фазе.

Расход продукта (с одного реактора), тыс. нм ³ /час	1218	1229	1986	2003
Температура продукта выхода из реактора, °С.	240	249	246	254
Температура байпаса, °С.	45	60	45	60
Режимы разделения в аппарате.				
Выход температуры из рекуперативного теплообменника, °С.	160	169	166	174
Водяной теплообменник 1, °С.	67	70	69	73
Водяной	39	39	40	41

теплообменник 2, °С.				
Водяной теплообменник 3, °С.	28	28	29	29
Содержание метанола-сырца в жидкостной фазе, %	92	93	90	91
Метанола в метаноле-сырце в жидкостной фазе, %	86	86	82	84

Моделирующая программа Aspen HYSYS V8.0 позволила рассчитать при разной температуре и расхода синтез-газа выход метанола в процентном соотношении в жидкостной фазе сепаратора. Из расчета выбрали, рисунок 16, один рекуперативный теплообменник и три холодильника для входа в сепаратор для разделения газожидкостной смеси синтез-газа и метанола-сырца с содержанием не менее 80 % в жидкостной фазе метанола-сырца и с содержанием метанола в метаноле-сырце не менее 80 % в жидкостной фазе.

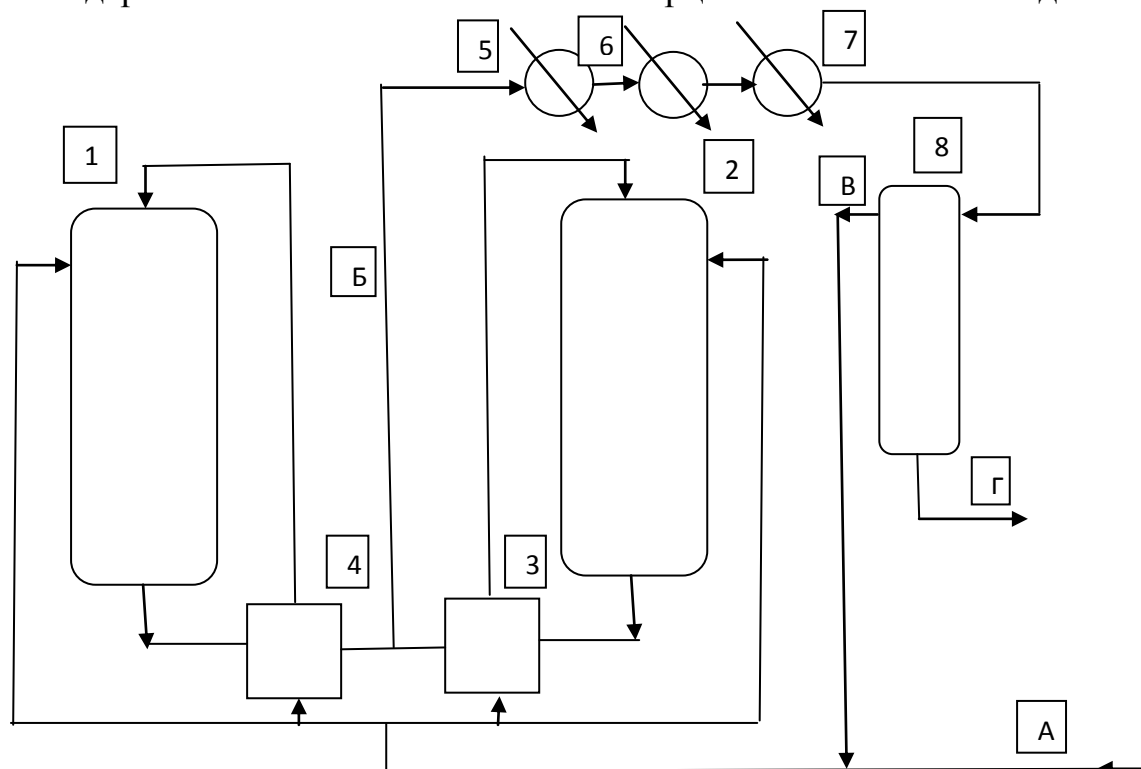


Рисунок 16 – Схема аппаратов в программном продукте Aspen HYSYS V8.0.

1,2 – реактора синтез метанола; 3,4 - рекуперативные теплообменники; 5,6,7 – водяные теплообменники, 8 – сепаратор.

А – свежий синтез-газ (сырье) на установку; Б – синтез-газ (продукт); В – выход из сепаратора газовой фазы в поток исходного синтез-газа; Г – выход метанола-сырца в жидкой фазе.

5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

Потенциальные потребители результатов исследования

Продукт: синтез проект установки метанола

Целевой рынок: предприятия нефтеперерабатывающей отрасли промышленности

SWOT-анализ

SWOT – Strengths (сильные стороны), Weaknesses (слабые стороны), Opportunities (возможности) и Threats (угрозы) – представляет собой комплексный анализ научно-исследовательского проекта.

Таблица 14 - SWOT-анализ

<div>Внешняя среда</div> <div>Внутренняя среда</div>	Возможности 1. Отсутствие жестких конкурентов на рынке 2. Хорошая репутация как среди потребителей так и у простого населения 3. Поддержка со стороны государственных органов власти 4. Наличие стабильного рынка сбыта 5. Растущий рынок	Угрозы 1. Изменение и рост цен на газ 2. Изменение законодательства 3. Природные катастрофы 4. Смена политики местных органов власти 5. Дефицит специалистов
	Сильные стороны 1. Опыт разработки месторождений природного газа. 2. Высокий профессионализм сотрудников 3. Система профессионального обучения и повышения 4. Высокотехнологичное оборудование	1. Увеличение объемов добычи природного газа 2. Поддержание репутации социально ответственной компании 3. Географическое расширение рынка сбыта 4. Улучшение корпоративной культуры и освоение новых рынков 1. Специальные программы по обучению сотрудников и повышению квалификации и модернизации оборудования 2. Покупка новых месторождений 3. Поддержка местной власти по финансированию социальных проектов

Слабые стороны 1. Высокие издержки производства 2. Нет средств на освоение и развитие новых месторождений 3. Нечеткое распределение обязанностей сотрудников	1. Уменьшить постоянные издержки производства 2. Установление и поддержание тесного взаимодействия между высшим уровнем управления и сотрудниками 3. Проведение опросов у сотрудников компании 4. Перевооружение производственных мощностей	1. Привлечение молодых специалистов и создание работников в единую команду 2. Проведение реорганизации в компании 3. Привлечение инвестиций. 4. Изучение и проработка всех возможных кризисных ситуаций
------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

Главными задачами развития экономики на современном этапе является повышение эффективности производства, а также занятие устойчивых позиций организаций на внутреннем и международном рынках. Чем выше первый показатель и ниже второй, тем лучше и выгоднее для покупателя и производителя. Резервы улучшения этих показателей как раз и заключены в себестоимости продукции.

Себестоимость продукции организаций складывается из затрат связанных с использованием в процессе производства природных, материальных, трудовых ресурсов, основных фондов, а также затрат на реализацию продукции.

С учетом поставленной цели в курсовой работе решены задачи проведения расчета себестоимости производимой продукции после мероприятий по совершенствованию производства.

Объектом исследования является ООО «Сибметакхим». Предметом исследования являются затраты, осуществляемые на данном предприятии, и расчет экономической эффективности предложенных мероприятий. Предмет исследования- экономические показатели, характеризующие экономическую эффективность производства на предприятии за 2017 г.

5.1 Анализ эффективности действующего производства

Расчет производственной мощности

Расчёт производственной мощности для непрерывного производства производится по формуле:

$$M = P_{\text{час}} \cdot T_{\text{эфф}} \cdot K_{\text{об}}, \quad (3.1)$$

Где M – производственная мощность, т/год;

$P_{\text{час}}$ – часовая производительность оборудования в натуральных единицах;

$T_{\text{эфф}}$ – эффективный фонд времени работы оборудования (час.);

$K_{\text{об}}$ – количество однотипного оборудования, установленного в цехе.

Эффективный фонд времени оборудования:

$$T_{\text{эфф}} = T_{\text{ном}} - T_{\text{ппр}} - T_{\text{то}}, \quad (3.2)$$

Где $T_{\text{ном}}$ – номинальный фонд работы оборудования;

$T_{\text{ппр}}$ – время простоя в ремонтах за расчетный период (для расчета $T_{\text{ппр}}$ необходимо построить график ППР с указанием времени работы между ремонтами и временем простоя в ремонте);

$T_{\text{то}}$ – время технологических остановок.

График ППР построен в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – График ППР

Наименование Оборудования, номер позиции на технологической схеме	Дата и вид последнего ремонта (КР)	Нормативы ресурса между ремонтами и ТО, час			Нормативы простоя в ремонте и ТО, час			График ремонтов и ТО												Годовой простой в ремонте и ТО, Тпр+То, ч, а с	Годовой фонд рабочего времени, Тэф, часы
		КР	ТР	ТО	КР	ТР	ТО	Январь	Февраль	Март	Апрель	Май	Июнь	Июль	Август	Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь		
Ректификационная колонна К-8	29.04.17	69120	2880	-	240	48	-	-	-	-	тр	-	-	-	тр	-	-	-	тр	798	7962
Дренажная емкость Е-10	29.04.17	69120	2880	-	240	48	-	-	-	-	тр	-	-	-	тр	-	-	-	тр	798	7962
Емкость исх. раствора Е-7а	29.04.17	51840	-	2160	96	-	18	-	-	то	-	-	то	-	то	-	-	то	798	7962	
Емкость растворителя Е-6	29.04.17	51840	-	-	54	8	-	-	тр	-	тр	-	тр	-	тр	-	тр	-	тр	798	7962
Теплообменник Т-18, 20	29.04.17	51840	-	-	54	8	-	-	тр	-	тр	-	тр	-	тр	-	тр	-	тр	798	7962
Насос подачи исходной смеси Н-12 (Н-13)	29.04.17	17280	1440	-	48	8	-	-	-	-	тр	-	-	-	тр	-	-	-	тр	798	7962
Насос подачи флегмы Н-10	29.04.17	17280	-	-	-	-	-	-	-	-	тр	-	-	-	тр	-	-	-	тр	24	8596

Баланс рабочего времени установки вычисляют исходя из данных, полученных на производстве по простоям оборудования и занесённых в таблицу 3.2.

$T_{то}$ – время технологических остановок;

$$T_{ном} = 8\,760 \text{ ч}$$

$$T_{ппр} = 744 \text{ ч (согласно графику ППР по предприятию);}$$

По формуле (3.2) находим эффективное время работы оборудования:

$$T_{эфф} = 8\,760 - 744 = 8016 \text{ ч,}$$

$$M = 8016 \cdot 113,03 = 906\,048 \text{ т/год}$$

По формуле (3.1) находим часовую производительность оборудования в натуральных единицах [16]:

Для анализа использования оборудования рассчитываем экстенсивный и интенсивный коэффициенты.

Коэффициент экстенсивного использования оборудования равен [16]:

$$K_{экс} = T_{эф} / T_{н.}, \quad (3.3)$$

Где $K_{экс}$ – коэффициент экстенсивности;

$T_{эф}$ – эффективный фонд времени работы оборудования (час.);

$T_{н.}$ – номинальный фонд работы оборудования (час).

По формуле (3.3) коэффициент экстенсивности равен:

$$K_{экс} = 8016 / 8\,760 = 0,915$$

Коэффициент интенсивности характеризует использование оборудования по производительности.

Коэффициент интенсивного использования оборудования равен [16]:

$$K_{инт} = Q_{пп} / Q_{max} = 93,75 / 106,25 = 0,88 \quad (3.4)$$

Где $Q_{пп}$ – производительность единицы оборудования в единицу времени;

Q_{max} – максимальная производительность в единицу времени.

Интегральный коэффициент использования мощности [16]:

$$K_{им.} = K_{экс} \cdot K_{инт}, \quad (3.5)$$

$$K_{им.} = 0,88 \cdot 0,915 = 0,805$$

Для определения фактического выпуска продукции рассчитывается производственная программа ($N_{\text{год}}$):

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им}} \cdot M, \quad (3.6)$$

Где $K_{\text{им}}$ – коэффициент использования мощности;

M – производственная мощность, т/год.

$$N_{\text{год}2017} = 0,805 \cdot 906048 = 730\,000 \text{ т/год}$$

$$N_{\text{год}2018} = 0,905 \cdot 906048 = 820\,000 \text{ т/год}$$

Таблица 15 - Баланс рабочего времени оборудования.

Показатели	Количество дней (часов)
Календарный фонд времени	365 (8760)
Режимные потери рабочего времени	
- выходные	0
- праздничные	0
Номинальный фонд рабочего времени	365 (8760)
Простой оборудования в ремонтах	31 (768)
Эффективное время работы оборудования за год	333 (7992)

Объем производства на 2017г. составляет 730 тыс. т/год. В дипломной работе мы увеличили мощность предприятия до 820 тыс. т/год.

Таким образом, в течение двух лет предприятие выходит на эту мощность. В 2018 году предприятие увеличивает выпуск продукции до 820000 т/год

Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству

Расчёт фонда заработной платы производственного персонала

Таблица 16 – Численность основных рабочих

Профессия	Тариф ный разряд	Числен ность рабочи х в смену	Кол- во смен в Ошибка	Коэфф, подмены	Штатная численность
Аппаратчик	6	1	2	2,1	8
Аппаратчик	5	2	2	2,1	8
Слесарь- ремонтник	6	1	2	2,1	8
Слесарь- ремонтник	5	2	2	2,1	4
Слесарь КИПиА	6	1	2	2,1	5
Слесарь КИПиА	5	2	2	2,1	8
Электромонтёр	6	1	2	2,1	4
Лаборант химанализа	5	2	2	2,1	8
Всего					53

Таблица 17 – Численность ИТР, служащих и МОП

Наименование должности	Категория	Число штатных единиц	Количество смен в сутках	Штатная численность
Директор	ИТР	1	1	1
Зам. Директора по общим вопросам	ИТР	1	1	1
Начальник цеха	ИТР	1	1	1
Зам. нач. цеха	ИТР	1	1	1
Инженер технолог	ИТР	1	1	1
Нач. смены	ИТР	4	1	4
Механик цеха	ИТР	1	1	1
Энергетик цеха	ИТР	1	1	1
Мастер КИПиА	ИТР	1	1	1
Мастер по ремонту оборуд.	ИТР	1	1	1
Нач. отд. синтеза	ИТР	1	1	1
Нач. цеховой лаборатории	ИТР	1	1	1
Инженер-химик	ИТР	1	1	1

Кладовщик	МОП	1	1	1
Уборщик пр. помещений	МОП	6	1	6
Всего				21

Установка синтеза метанола работает непрерывно, поэтому бригада формируется по принципу сменности. Согласно заводским данным графиком работы персонала является четырёх сменная бригада. График сменности представляет собой изображение очередности выхода работающих на работы, А, Б, В, Г – условное обозначение бригад.

График сменности режима работы четырех бригад на март 2017 года приведен в таблице 3.5.

Для эффективного фонда рабочего времени составим баланс времени одного среднесписочного рабочего.

Эффективное количество часов работы одного среднесписочного рабочего определяется [16]:

$$T_{\text{эфф. Раб}} = T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пл. пот}} = 365 - 128 - 38 = 199 \text{ дн, (3.5)}$$

Где $T_{\text{кал}}$ – календарный фонд времени работы одного среднесписочного рабочего, человек;

$T_{\text{пл. пот}}$ – время плановых потерь, ч.;

$T_{\text{вых}}$ – число нерабочих часов в выходные дни, ч.

Находим количество персонала (производственного) работающего посменно [16]:

$$N_{\text{яв}} = N_{\text{шт}} \cdot S, \text{ (3.8)}$$

Где $N_{\text{яв}}$ – явочная численность производственного персонала, работающего посменно, человек;

$N_{\text{шт}}$ – штатное количество человек, работающих в смену, человек;

S – Число бригад, $S = 4$.

$$N_{\text{яв}} = 15 \cdot 4 = 60 \text{ человек.}$$

Списочная численность:

$$N_{\text{сп}} = N_{\text{яв}} \cdot K_{\text{пер}}, \text{ (3.9)}$$

Где $K_{пер}$ – коэффициент перехода от явочной численности к списочной.

$$K_{пер} = T_{эфф. Об.} / T_{эфф. Раб.}, (3.10)$$

Где $T_{эфф. Об.} = T_{вых} + T_{эфф. Раб.} = 1536 + 2388 = 3924$ ч. (см. таблицу 3.6.);

$T_{эфф. Раб.}$ -эффективный фонд рабочего времени одного среднесписочного рабочего, ч.;

$$T_{эфф. Раб.} = 2388 \text{ (см. таблицу 4.5).}$$

$$K_{пер} = 3924 / 2388 = 1,64$$

По формуле (3.9) списочная численность равна:

$$N_{сп} = 60 \cdot 1,64 = 98 \text{ человек}$$

Таблица 18 - Баланс рабочего времени одного среднесписочного рабочего.

№	Показатели	Дней	Часы
1.	Календарный фонд рабочего времени, $T_{кал}$	365	4380
2.	Выходные дни, $T_{вых}$	128	1536
3.	Номинальный фонд рабочего времени, $T_{раб}$	237	2844
4.	Очередные и дополнительные отпуска	28	336
5.	Невыходы по болезни	10	120
6.	Выполнение государственных обязанностей	0	0
7.	Отпуск по учебе без отрыва от производства	0	0
8.	Итого по отпуску, $T_{пл. пот}$	38	456
9.	Эффективный фонд рабочего времени, $T_{эфф. Раб.}$	199	2388

Таблица 19 - График режима работы смен на март 2018 г.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
А	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1	
Б			1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2
В	1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2		
Г		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1

1- Смена с 8 до 20 часов

2- Смена с 20 до 8 часов

5.2 Организация оплаты труда

На рассматриваемом предприятии оплата труда рабочих повременно–премиальная, на основе часовых тарифных ставок, установленных и утвержденных на предприятии, присвоенных квалификационных разрядов (семнадцатиразрядная сетка) и фактически отработанного времени.

Труд руководителей, специалистов и служащих оплачивается согласно установленной разрядной таблицы за фактически отработанное время.

Рабочим руководителям и специалистам работа в ночное время оплачивается в повышенном размере на 40 %. Компенсационная доплата выплачивается в размере 10 % за тяжелые условия труда.

Работа в праздничные дни оплачивается работникам, труд которых оплачивается по часовым тарифным ставкам – в размере двойной часовой тарифной ставки.

Расчёт заработной платы производственных рабочих представлены в таблице 3.2.1

Общий фонд заработной платы рабочих за год:

$$З_{\text{год}} = З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}} \quad (3.2.1.)$$

Где: $З_{\text{осн}}$ – основной фонд заработной платы рабочих, тыс. руб;

$З_{\text{доп}}$ - дополнительный фонд заработной платы рабочих, тыс. руб.

Основной фонд заработной платы для рабочих повременного:

$$З_{\text{осн}} = З_{\text{тар}} + \text{Пр} + Д_{\text{н.вр}} + Д_{\text{пр.дни}} + Д_{\text{бриг}} \quad (3.2.2.)$$

Где: $З_{\text{тар}}$ – тарифный фонд заработной платы, тыс. руб;

Пр – оплата премий, тыс. руб;

$Д_{\text{н.вр}}$ – доплата за работу в ночное время, тыс. руб;

$Д_{\text{пр.дни}}$ – доплата за работу в праздничные дни, тыс. руб;

$Д_{\text{бриг}}$ – доплата не освобожденным бригадирам, тыс. руб.

Тарифный фонд заработной платы:

$$З_{\text{тар}} = \sum Ч_{\text{сп}} \cdot Т_{\text{ст}} \cdot Т_{\text{эф.раб}} \quad (3.2.3.)$$

Где: $Ч_{\text{сп}}$ – списочная численность рабочих данного разряда, человек;

$T_{\text{ст}}$ – дневная тарифная ставка данного разряда, тыс. руб.

Размер премий принимаем равным 25 % от тарифного фонда заработной платы.

По отношению к тарифному фонду заработной платы доплата за праздничные дни составит 40 %.

Дополнительная зарплата ($Z_{\text{доп}}$):

$$Z_{\text{доп}} = (D_{\text{н}} * Z_{\text{осн}}) / T_{\text{эфф}}, \quad (3.2.4.)$$

Где $D_{\text{н}}$ - количество дней невыхода на работу по планируемым причинам (отпуск, ученические, гособязанности).

Районный коэффициент для Томска – 1,3. Отчисления на социальные нужды на зарплату – 30 %.

Таблица 20 – Заработная плата основных и вспомогательных рабочих.

	Ч _{сп} , Ч _{шт}	T _{ст}	З _{тар}	ПР 25%	Д _{н вр} 40%	Д _{пр дни} 40%	З _{осн}	К = 1,3	З _{доп} 10%	З _{год}
Аппаратчик 6 разряда	8	75,5	1442	360	577	577	2956	3842	295	4137
Аппаратчик 5 разряда	8	68,5	1308	327	523	523	2681	3485	268	3753
Итого:										7890
Слесарь- ремонтник 6 разряда	8	77,5	1480	370	592	592	3034	3944	303	4247
Слесарь- ремонтник 5 разряда	4	70,0	668	167	267	267	1369	1780	136	1916
Слесарь КИПиА 6 разряда	5	75,5	901	225	360	360	1846	2400	184	2584
Слесарь КИПиА 5 разряда	8	70,0	1337	334	535	535	2741	3563	274	3837
Электромонтёр 6 разряда	4	77,5	740	185	296	296	1517	1972	151	2123
Лаборант 5 разряда	8	65,5	1251	313	500	500	2564	3333	256	3589
Итого:										18296
Директор	1		480	120	192	192	984	1279	98	1377
Зам. директора	1		460	115	184	184	943	1226	94	1320
Начальник производства	1		450	113	180	180	923	1200	92	1292
Зам. нач. производства	1		403	101	161	161	826	1074	82	1156
Инженер технолог	1		280	70	112	112	574	746	57	803
Нач. смены	4		250	250	400	400	2050	2665	205	2870
Механик производства	1		350	88	140	140	718	933	71	1004
Энергетик производства	1		350	88	140	140	718	933	71	1004

Продолжение таблицы заработная плата основных и вспомогательных рабочих.

Мастер КИПиА	1		278	70	111	111	570	741	57	798
Мастер по ремонту оборуд.	1		278	70	111	111	570	741	57	798
Нач. отд. синтеза	1		403	100	161	161	825	1073	82	1155
Нач. цеховой лаборатории	1		350	88	140	140	718	933	71	1004
Инженер-химик	1		308	77	123	123	631	820	63	883
Итого:										15464
Кладовщик	1		205	51	82	82	420	546	42	588
Уборщик пр. помещений	6		155	39	62	62	318	413	31	444
Итого:										1032
Итого по заводу:	76									42682

5.3 Расчет затрат на производство продукции

Расчет годовой потребности в сырье и материалах

Определение затрат на сырье и вспомогательные материалы производим исходя из принятого объема производства, удельных норм расхода сырья и материалов и планово-заготовительных цен. Расчет годовой потребности в сырье и материалах приведен на 730000 т и на 820000 т продукта в таблице 21.

Таблица 21 – Расчёт годовой потребности в сырье и материалах (Q=730 000 т/год)

Наименование сырья	Ед. изм	Цена, тыс. руб.	Расход, т	Затраты, тыс. руб.		
			На единицу готовой продукции	На единицу готовой продукции	N _{год} =730 тыс. тонн	N _{год} =820 тыс. тонн
Синтез-газ	т	25	1,17	29,25	22037500	25062500
Едкий натр	т	2,458	0,0002	0,0005	370	420
Фильтрованная вода	т	4,130	0,0006	0,0025	1858	2125
Сточные воды	т	1,89	0,0002	0,0004	315	350
Катализатор	т	200,25	0,0006	0,1202	91130	103155
Итого:				29,3736	22131187	25168566

Расчёт годовой потребности в электроэнергии

Таблица 22 – Расчёт потребности в энергоресурсах.

Вид энергии	Затраты на 1ед. продукции, тыс. руб.	Затраты на весь объём производства, тыс. руб.	
		N _{год} = 730000	N _{год} =820000
Электроэнергия	0,81	607500	688500
Пар	0,188	141000	159800
Азот	0,702	526500	596700
Итого:	1,746	1275000	1445000

Расчёт амортизационных отчислений

Таблица 23 – Расчёт амортизационных отчислений.

Наименование основных средств	Стоимость, тыс. руб.	Норма амортизации, %	Годовые амортизационные отчисления, тыс. руб.
1. Рабочие машины и оборудование			
1.1 Пусковой подогреватель	500000,00	0,077	77000,00
1.2 Реактор синтеза	1500000,00	0,083	249000,00
1.3 Промежуточный теплообменник -1	360000,00	0,077	55440,00
1.4 Промежуточный теплообменник -2	360000,00	0,077	55440,00
1.5 Воздушный холодильник	600000,00	0,077	92400,00
1.6Подогреватели пит.воды	400000,00	0,077	61600,00
1.7 Сепаратор метанола-сырца	480000,00	0,077	36960,00
1.8 Доп. сепаратор метанола-сырца	480000,00	0,077	36960,00
1.9 Сборник метанола-сырца	40000,00	0,083	3320,00
1.10 Фильтр метанола – сырца высокого давления	200000,00	0,077	30800,00
1.11 Фильтр метанола – сырца низкого давления	400000,00	0,077	30800,00
1.12 Расширительный сосуд	50000,00	0,083	4150,00

1.13 Компрессор синтез -газа	200000,00	0,083	49800,00
1.14 Насос подачи газа	40000,00	0,083	3320,00
1.15 Водяной холодильник	150000,00	0,077	2310,00
Итого:	10340178,57		826065,00

Расчёт калькуляции производства

Таблица 24 – Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства.

Статьи затрат	Ед. изм.	Затраты на единицу продукции, тыс. руб.		Затраты на весь объём, тыс. руб	
		N _{год} = 730 тыс. тонн	N _{год} =820 тыс. тонн	N _{год} = 730 тыс. тонн	N _{год} =820 тыс. тонн
1. Сырьё	т	29,3736	29,3736	22131187	25168566
2. Электроэнергия	кВт	0,81	0,81	607500	688500
3. Пар		0,188	0,188	141000	159800
4. Азот		0,702	0,702	526500	596700
Итого переменных издержек:	т. руб.	31,3312	31,3312	23406187	26613566
5.1 Амортизационные отчисления	т.руб	1,1	0,95	826065	826065
5.2 ЗП производственных рабочих	т.руб	0,015	0,013	7890	7890
5.3 Отчисления на соц. нужды (30%)	т.руб	0,0051	0,0044	1979	1979
5.4 Затраты на ремонт оборудования	т.руб	0,1905	0,1661	142860	142860
5.5 Затраты на ремонт зданий	т.руб	0,0068	0,0059	5100	5100
5.6 ЗП ремонтного персонала	т.руб	0,0178	0,0155	18296	18296
5.7 Отчисления на соц. нужды	т.руб	0,006	0,005	6903	6903
5.8 ЗП ИТР	т.руб	0,0062	0,0054	10965	10965
5.9 Отчисления на соц. нужды	т.руб	0,0021	0,0018	2672	2672
5.10 ЗП МОП	т.руб	0,0009	0,0008	1032	1032
5.11 Отчисления на соц. нужды	т.руб	0,0003	0,0003	595	595

Итого постоянных издержек:	т.руб	1,351	1,170	1024357	1024357
Цеховая себестоимость:	т.руб	32,42	32,25	24331868	27439247
6. Управленческие расходы (5% от цеховой)	т.руб	1,621	1,61	1216593	1216593
Заводская себестоимость	т.руб	34,04	33,86	25548461	28655840
7. Коммерческие расходы (1% от заводской)	т.руб	0,3404	0,3386	255484	255484
Полная себестоимость	т.руб	35,38	35,20	25785000	29070000
Условно-переменные издержки	т.руб	31,3312	31,3312	23305200	26412560
Условно- постоянные издержки	т.руб	4,04	3,86	2479800	2479800

По полученным данным можем сделать вывод, что при увеличении годового выпуска до 820000т/год, на имеющихся производственных мощностях возросли только переменные издержки, постоянные издержки выросли пропорционально переменным, поскольку управленческие расходы зависят от переменных и постоянных издержек. Снизилась себестоимость на единицу продукции, то есть происходит «эффект масштаба».

5.4 Расчёт цены готовой продукции

Цену продукта определяем по формуле:

$$Ц = C \cdot (1 + P/100) \quad (3.4.1.)$$

Где С – полная себестоимость единицы готовой продукции;

Р – рентабельность продукции, принимаем 15%.

$$Ц = 35,38 \cdot (1 + 15/100) = 40,687 \text{ руб/т};$$

Анализ безубыточности по действующему производству

Цель анализа: определение точки безубыточности, т. е. минимального объёма продаж, начиная с которого предприятие не несёт убытков.

$$B_{\text{реал}} = I_{\text{зд. пост}} + I_{\text{зд. пер}} \quad (3.4.2.)$$

$$B_{\text{реал.1}} = 2479800 + 23305200 = 25785000 \text{ тыс. руб.}$$

$$B_{\text{реал.2}} = 2479800 + 26412560 = 29070000 \text{ тыс. руб.}$$

Определение точки безубыточности:

1. Аналитическим способом:

$$Q_{кр} = \frac{Изд_{пост}}{Ц - И_{зд.пер}}, \text{ тыс. тонн,} \quad (3.4.3.)$$

Где Ц –цена единицы готовой продукции (1 тонны);

И_{зд.пер} удельные переменные издержки.

$$Q_{кр} = 2479800 / (40,687 - 31,3312) = 265,055 \text{ тыс. т;}$$

2. Графическим способом

Точки безубыточности - минимальный объем продаж, начиная с которого предприятие не несет убытков.

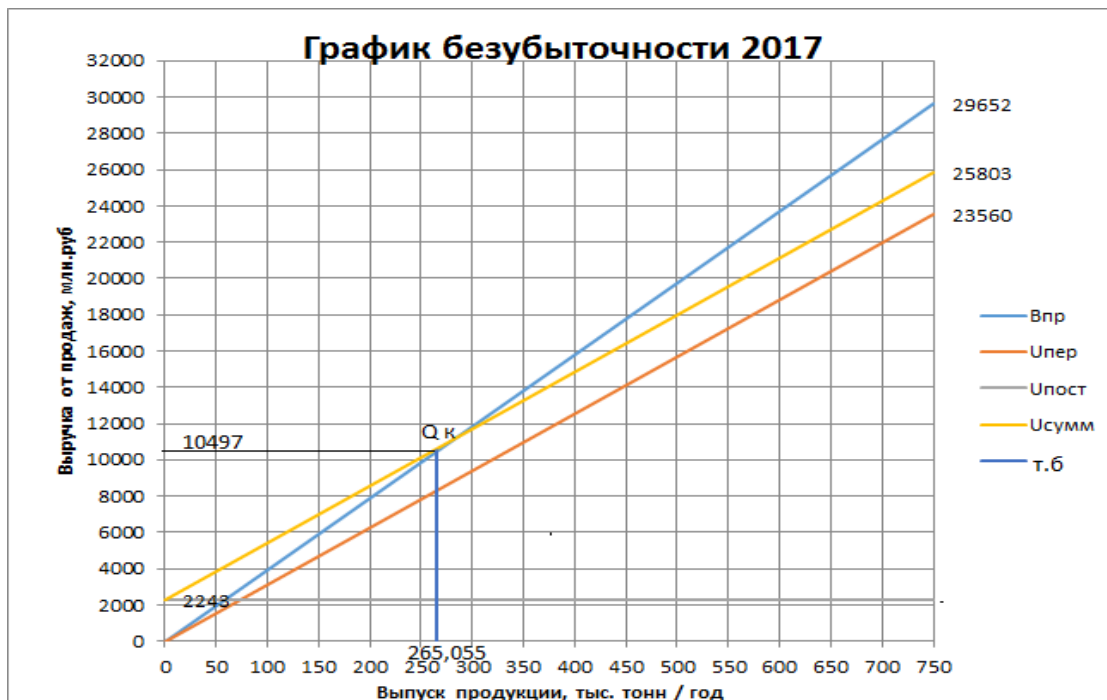


Рис. 17 - График безубыточности при N= 730 тыс. тонн



Рис. 18 - График безубыточности при N= 820 тыс. тонн

Результаты проведенных расчетов заносим в сводную таблицу 25.

Таблица 25 - Техничко–экономические показатели.

Наименование показателя	Ед. изм.	2017	2018
Объем производства	тыс. т	730	820
Объем продаж	тыс. т	730	820
Цена за тонну	тыс. руб.	39,537	39,537
Выручка от продаж	тыс. руб.	29652800	33606500
Суммарные издержки,	тыс. руб.	25803950	28911320
в т. переменные издержки	тыс. руб.	23560682	26668061
в т. ч. постоянные издержки	тыс. руб.	2243263	2243263
Операционная прибыль	тыс. руб.	3848850	4695180
Налог на прибыль	тыс. руб.	769770	939036
Чистая прибыль	тыс. руб.	3079080	3756144

Себестоимость 1 тонны продукции	тыс. руб.	35,38	35,2
Стоимость основных средств	тыс. руб.	10340,178	10348,178
Численность основных рабочих	чел.	60	60
Фондовооруженность	тыс. руб./чел	172,3363	172,3363
Фондоотдача	руб./руб.	2,87	3,25
Фондоёмкость	руб./руб.	0,35	0,31
Производительность труда	тыс. руб./чел	494,21	560,11
Рентабельность производства	%	12	13
Рентабельность продаж	%	10,3	11,2
Qкр. (критический объем продаж)	тыс. т	265,055	265,055
Qкр. (критический объем продаж)	тыс. руб.	10497	10497

5.5 Вывод:

В результате увеличения загрузки производственной мощности на 10 %, мы получили следующий экономический эффект:

1. Снижение себестоимости на 1 тонну с 35,38 по 35,20.
2. Увеличение выручки от продажи с 29652800 по 33606500.
3. Увеличение чистой прибыли с 3079080 по 3756144.
4. Увеличение выплат по налогам с 769770 по 939036.
5. Увеличение показателя фондоотдачи с 2,87 по 3,25.
6. Увеличение производительности труда с 494,21 по 560,11.
7. Увеличение рентабельности производства с 12% до 13%.
8. Увеличение рентабельности продаж с 10,3 % до 11,2%.